



universitas
MALIKUSSALEH

The Blessing University

TUGAS AKHIR

**PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI
METHANOL DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN
(TUGAS KHUSUS : DISTILASI I)**

**Diajukan untuk Memenuhi Sebagian dari Syarat-syarat yang diperlukan
untuk Memperoleh Ijazah Sarjana**

Disusun Oleh:

Nurul Aulia Harahap
NIM. 180140023

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MALIKUSSALEH
LHOKSEUMAWE
2024**

SURAT PERNYATAAN ORISINALITAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Nurul Aulia Harahap
NIM : 180140023
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Dengan ini menyatakan skripsi yang berjudul :

Prarancangan Pabrik Dimetil Eter dari Methanol dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun (Tugas Khusus : Distilasi I)

Adalah hasil kerja tulisan saya sendiri didampingi dosen pembimbing bukan hasil plagiat dari karya tulis ilmiah orang lain.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya, jika dikemudian hari ternyata terbukti bahwa skripsi yang saya tulis adalah plagiat, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai aturan yang berlaku, dan saya bertanggung jawab secara mandiri tidak ada sangkut pautnya dengan Dosen Pembimbing dan Kelembagaan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh

Lhokseumawe, 05 Januari 2024

Penulis

Nurul Aulia Harahap
NIM. 180140023

LEMBAR PENGESAHAN SKRIPSI

Judul Skripsi : Prarancangan Pabrik Dimetil Eter Dari Methanol
Dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun
Nama Mahasiswa : Nurul Aulia Harahap
NIM : 180140023
Program Studi : S1 Teknik Kimia
Jurusan : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Perguruan Tinggi : Universitas Malikussaleh
Pembimbing Utama : Ir. Syamsul Bahri, M.Sc
Pembimbing Pendamping : Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng
Ketua Penguji : Dr. Ir. Azhari, M.Sc., IPM., Asean.Eng
Anggota Penguji : Meriatna, ST., M.T

Lhokseumawe, 05 Januari 2024

Penulis,

Nurul Aulia Harahap
NIM. 180140023

Menyetujui,

Pembimbing Utama

Pembimbing Pedamping

Ir. Syamsul Bahri, M.Sc
NIP. 196711142003121001

Eddy Kurniawan, S.T., M.Eng
NIP 197509122006041013

Mengetahui :

Ketua Jurusan

Koordinator Program Studi

Dr. Lukman Hakim, S.T., M.Eng
NIP. 197005082005011001

Dr. Ir Rozanna, S.T., M.Sc. IPM
NIP 197603252003122003

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah Puji dan Syukur penulis ucapkan ke hadirat Allah Subahanahu Wa Ta'ala, zat yang ada sebelum kata itu ada, yang Maha Indah atas segala keindahan-Nya, yang Maha Pengasih lagi Maha Penyayang. Shalawat serta salam semoga senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad Shallallahu 'Alaihi Wasallam, sebagai pembawa Risalah Allah terakhir dan penyempurna seluruh risalah-Nya. Alhamdulillah berkah Rahmat dan Hidayah-Nya penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Dimetil Eter Dari Metanol Dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”**. Pada kesempatan ini pula, penulis ingin mengucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada kedua orang tua penulis yang telah memberikan doa dan dukungannya serta ucapan terimakasih kepada yang terhormati:

1. Bapak Prof Dr. Herman Fithra, S.T., M.T., IPM., ASEAN Eng selaku Rektor Universitas Malikussaleh.
2. Bapak Dr. Muhammad Daud, S.T., M.T., selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
3. Bapak Dr. Lukman Hakim, S.T., M.Eng., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
4. Ibu Dr. Ir. Rozanna Dewi, ST., M.Sc selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
5. Bapak Ir. Syamsul Bahri, M.Sc selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
6. Bapak Eddy Kurniawan, ST.,M.Eng selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
7. Bapak Dr.Ir.Azhari, M.Sc., IPM. ASEAN Eng selaku Dosen Pembahas I Tugas Akhir di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
8. Ibu Meriatna, ST., MT. selaku Dosen Pembahas II Tugas Akhir di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.

9. Kedua orang tua yang selalu memberikan dukungan dan motivasi dalam penulisan Tugas Akhir ini sampai dengan selesai.
10. Teman, sahabat dan semua pihak yang turut memberikan dukungan dalam penulisan Tugas Akhir ini yang tidak bisa saya sebutkan juga namanya satu persatu.

Penulis sadar bahwa dalam penulisan Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan baik dari segi teknik penyajian penulisan maupun materi yang penulis sajikan mengingat keterbatasan ilmu yang dimiliki penulis. Berdasarkan hal tersebut, penulis sangat mengharapkan saran yang membangun demi penulisan Tugas Akhir yang lebih baik lagi.

Akhir kata penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat khususnya bagi penulis dan umumnya bagi para pembaca.

Lhokseumawe, 03 Januari 2024

Penulis

Nurul Aulia Harahap
Nim.180140028

LEMBAR PERSEMBAHAN

Bismillahirrahmannirrahim

Q.S Al Baqarah: 286 “Allah tidak membebani seseorang melainkan sesuai dengan kesanggupannya. Dia mendapat (pahala) dari (kebajikan) yang dikerjakannya dan dia mendapat (siksa) dari (kejahatan) yang diperbuatnya”

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT. Yang telah memberikan segala limpahan nikmat, rahmat serta kesehatan sehingga saya dapat menyelesaikan skripsi diwaktu yang tepat. Tiada lembar yang paling indah dalam skripsi ini kecuali lembar persembahan dan sebagai ucapan terimakasih skripsi ini saya persembahkan kepada orang yang paling aku cinta dan sayang.

KEDUA ORANG TUA

Cinta pertamaku, ayahanda Syafruddin Harahap. Terimakasih selalu percaya untuk setiap keputusan apapun yang aku ambil dari kecil, sekarang bahkan nanti.

Karya kecil ini tidak sebanding dengan motivasi, apresiasi, cinta, dan kasih sayang yang ayah diberikan,

Pintu surgaku, ibunda Juriana. Terimakasih sebesar besarnya menjadi tempat pulang ternyaman dari segala bentuk keluh kesah, menjadi pengingat dan penguat yang paling hebat.

Semoga pencapaian ini adalah langkah awal untuk melihat senyum lebar penuh rasa bangga yang akan kalian berikan untuk saya

KELUARGAKU TERCINTA

Untuk ketiga saudaraku, abang abangku dan adikku tersayang, bang Rizki dan kak Ninta, bang Ridho dan adikku Nisa yang paling aku sayang, terimakasih selalu memberikan support dalam berbagai sisi dan keadaan. Semoga segala usaha kalian dipermudah oleh Allah. Terkhusus adikku satu satunya terimakasih untuk 21 tahun hidup bersama dalam satu kamar menemani perjalanan menuju ST ini.

Semoga tahun ini dapat gelar ST juga ya Aamiin

TEMAN TEMAN SEPERJUANGAN

Terimakasih telah membantu memberikan warna dalam proses yang cukup panjang ini. Menjadi rumah kedua untuk berkeluh kesah dalam hal apapun dan memberikan semangat, support, waktu dan kebaikan yang diberikan selama 5 tahun ini. Dimanapun kalian semoga Allah lindungin dan akan pertemukan kita kembali

DIRI SENDIRI

Nurul Aulia Harahap, ya! Diri saya sendiri. Apresiasi sebesar besarnya karena bertanggung jawab untuk menyelesaikan apa yang telah dimulai. Terimakasih karena terus berusaha tidak menyerah serta menikmati proses yang tidak mudah dan ini merupakan pencapaian yang patut dibanggakan untuk diri sendiri.

Terimakasih sudah bertahan.

MOTTO

Orang lain tidak akan bisa paham *struggle* dan masa sulitnya kita, yang mereka ingin tahu hanya bagian *success stories*.

Berjuanglah untuk diri sendiri walaupun tidak ada yang tepuk tangan. Kelak diri kita di masa depan akan sangat bangga dengan apa yang kita perjuangkan hari ini.

Tetap berjuang ya♥!

ABSTRAK

Prarancangan pabrik *dimetil eter* ini direncanakan memiliki kapasitas 100.000 ton/tahun. Proses pembuatan dimetil eter akan menggunakan proses *direct synthesis* atau metode sintesa langsung. Kegunaan dimetil eter antara lain pengganti LPG, gas pendorong pada industri parfum, refrigerant pengganti CFC dan sebagai solven. Kebutuhan bahan baku metanol dengan laju alir 18.334,6048 kg/jam. Proses pembuatan dimetil eter dimulai dengan memanaskan metanol sampai suhu 250°C. *Fresh methanol* dipompakan dengan pompa menuju *Heat Exchanger* untuk dilakukan pemanasan hingga metanol mencapai suhu 250°C. Metanol yang telah mencapai suhu 250°C dan telah berubah dari fase cair menjadi fase gas lalu diumpankan ke dalam reaktor dengan *compressor* pada tekanan operasi 12 atm. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi line dan staf. Tenaga kerja yang dibutuhkan dalam pengoperasian pabrik ini berjumlah 204 orang. Lokasi pabrik direncanakan akan didirikan di botang kalimantan timur. Dari hasil analisa pada aspek ekonomi diperoleh POT (*Pay Out Time*) selama 2 tahun 8 bulan Sehingga dari segi ekonomi pabrik tersebut layak didirikan.

Kata Kunci : *Dimetil Eter, Fresh Methanol, Heat Exchanger , Compressor dan (Pay Out Time)*

DAFTAR ISI

LEMBAR ORISINALITAS	i
LEMBAR PENGESAHAN SKRIPSI	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN	v
ABSTRAK	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	2
1.2 Rumusan Masalah	5
1.3 Tujuan Prarancangan.....	2
1.4 Manfaat prancangan	2
1.5 Batasan Masalah.....	2
1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.7 Pemilihan Proses	5
1.7.1 <i>Direct synthesis</i>	5
1.7.2 <i>Indirect synthesis</i>	6
1.8 Perhitungan Ekonomi Awal	7
1.9 Perbandingan Proses.....	8
1.10 Uraian Proses.....	9
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	11
2.1 Dimetil eter (DME)	11
2.2 Sifat Bahan Baku dan produk.....	12
2.2.1 Sifat-sifat Bahan Baku.....	12
2.3 Sifat Sifat Produk	16
2.4 Lokasi Pabrik.....	19
2.5 Sifat Bahan Baku.....	21
2.6 Spesifikasi Produk.....	22
2.7 Kegunaan Produk	22
BAB III NERACA MASSA.....	23
3.1 Neraca Massa	23
3.2 Hasil Perhitungan neraca massa.....	24
3.2.1 <i>Fixed Bed Reactor (R-100)</i>	24
3.2.2 Distilasi-101	25
3.2.3 Distilasi-102	26
BAB IV NERACA ENERGI	27
4.1 Neraca Energi	27

4.2 persamaan Neraca Energi.....	27
4.3 Hasil Perhitungan Neraca Energi	28
4.3.1 Heat echanget	28
4.3.2 reaktor (R-101).....	28
4.3.3 cooler (C-101)	29
4.3.4 Destilasi (D-101).....	29
4.3.5 Condensor (CD-101).....	30
4.3.6 Reboiler (RB-101).....	30
4.3.7 Destilasi (D-102).....	31
4.3.5 Condensor (CD-102).....	32
4.3.6 Reboiler (RB-102).....	32
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN.....	33
5.1 Tangki penyimpanan methanol (T-100).....	33
5.2 Pompa (P-101)	33
5.3 Kompresor (K-101).....	34
5.4 Heat exchanger (E-100)	34
5.5 Destilasi (D-102).....	35
5.6 Condensor (CD-101).....	35
5.7 Reboiler (RB-101).....	36
5.8 Tangki penyimpanan dimetil eter (T-101).....	36
BAB VI TUGAS KHUSUS.....	38
6.1 <i>Fix Bed Multitube Reactor</i> (PFR-001).....	38
6.1.1 Pengertian Reaktor	38
6.1.2 Prinsip kerja alat.....	38
6.1.3 Kelebihan dan kekurangan rektor fixed bad	40
6.2 Distilasi	40
6.2.1 Pengoperasian distilasi	42
6.2.2 Penentuan Bahan Konstruksi	42
6.3 Distilasi	44
6.3.1 Pengoperasian distilasi.....	45
6.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi	46
BAB VII UTILITAS	52
7.1 Kebutuhan Uap (Steam).....	52
7.1.1 Pengolahan <i>Steam</i>	53
7.2 Kebutuhan Air	54
7.2.1 Air Sanitasi.....	57
7.2.2 Air Pendingin	58
7.3 Kebutuhan Listrik.....	69
7.4 Kebutuhan Bahan Bakar	70
7.5 Unit Pengolahan Limbah.....	71

BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	77
8.1 Lokasi pabrik.....	77
8.2 Tata letak pabrik.....	80
8.3 Tata letak peralatan proses	84
BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN	85
9.1 Definisi organisasi.....	85
9.2 Bentuk perusahaan	85
9.2.1 Pemilihan Bentuk Perusahaan	86
9.3 Pengertian struktur organisasi	88
9.3.1 Struktur organisasi perusahaan	89
9.3.2 Pemilihan bentuk organisasi	94
9.4 Tugas dan wewenang	95
9.5 Sistem Kerja	102
9.5.1 Karyawan Non Shift/Harian	102
9.5.2 Karyawan Shift/Ploog	103
9.6 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	104
9.7 Kesejahteraan Tenaga Kerja	107
BAB X INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	110
10.1 Instrumentasi	110
10.2 Keselamatan dan kesehatan kerja.....	114
10.3 Instrumentasi alat pada pabrik dimetil eter.....	124
BAB XI ANALISA EKONOMI.....	127
11.1 Modal yang Ditambahkan (Capital Investment)	127
11.2 Biaya Produksi (Production Cost).....	127
11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian.....	128
11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih.....	128
11.3.2 Internal Rate Of Return (IRR)	128
11.3.3 Pay Out Time (POT).....	129
11.3.4 Break Event Point (BEP)	129
11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi	129
BAB XII KESIMPULAN	130
DAFTAR PUSTAKA	131
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA	A-1
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	B-10
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	C-31
LAMPIRAN D PERHITUNGAN TUGAS KHUSUS.....	D-77
LAMPIRAN E PERHITUNGAN SPESIFIKASI UTILITAS	E-210
LAMPIRAN F PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	F-278

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Pabrik DME di dunia dan Kapasitasnya.....	2
Tabel 1. 2 Impor Dimetil Eter di Indonesia	3
Tabel 1. 3 Data Hasil Ekstrapolasi	4
Tabel 2. 1 Sifat-sifat Fisika Metanol.....	13
Tabel 2. 2 Sifat-sifat fisik Dimetil Eter	15
Tabel 3.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	18
Tabel 3.2 Neraca Massa Total <i>Fixed Bad Reactor</i> (FBR-100)	19
Tabel 3.3 Neraca Massa Distilasi (MD-101)	20
Tabel 3.4 Neraca Massa Distilasi (MD-002)	20
Tabel 4.1 Neraca Energi Total pada Heat Exchanger (E-100).....	22
Tabel 4.2 Neraca Energi Total pada Reaktor (R-101)	23
Tabel 4.3 Neraca Energi Total pada Cooler (C-101)	23
Tabel 4.4 Neraca Energi Total pada Distilasi (D-101)	24
Tabel 4.5 Neraca Energi Total pada Condensor (CD-101).....	24
Tabel 4.6 Neraca Energi Total pada Reboiler (RB-101).....	25
Tabel 4.7 Neraca Energi Total pada Distilasi (D-102)	25
Tabel 4.8 Neraca Energi Total pada Condensor (CD-102).....	26
Tabel 4.9 Neraca Energi Total pada Reboiler (RB-102).....	26
Tabel 6.1 Data Berat Molekul Komponen yang Masuk	37
Tabel 6.2 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Dimetil Eter	41
Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Dimetil Eter	43
Tabel 7.1 Kebutuhan Steam Pada Pabrik Dimetil Eter	44
Tabel 7.2 Total Kebutuhan Air Pendingin	48
Tabel 7.3 Kualitas Air Sungai Bontang, Prov. Kalimantan Timur	51
Tabel 7.4 Standart mutu air sanitasi	53
Tabel 7.5 Standart mutu air boiler.....	54
Tabel 8.1 Perincian Penggunaan lahan	73
Tabel 9.1 Pembagian Kerja Shift Tiap Regu	97
Tabel 9.2 Jumlah Karyawan dan Jabatan.....	99
Tabel 9.3 Daftar Perincian Gaji Karyawan	100
Tabel 10.1 Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Dimetil Eter	113
Tabel A.1 Spesifikasi Bahan baku dan produk	LA-1
Tabel A.2 Neraca Massa Total Fixed Bad Reactor (R-100)	LA-4
Tabel A.3 Komposisi Bahan Masuk Distilasi (MD-101).....	LA-5
Tabel A.4 Neraca Massa Distilasi (MD-101).....	LA-6
Tabel A.5 Komposisi Bahan Masuk Distilasi (MD-102).....	LA-7
Tabel A.6 Neraca Massa Distilasi (MD-102).....	LA-10

Tabel B.1 Kapasitas Panas Gas	LB-11
Tabel B.2 Kapasitas Panas Cair	LB-11
Tabel B.3 Sifat Fisik Komponen.....	LB-11
Tabel B.4 Perhitungan Panas Masuk pada Heat Exchanger (E-100).....	LB-12
Tabel B.5 Perhitungan Panas Keluar pada Heat Exchanger (E-100).....	LB-13
Tabel B.6 Neraca Energi pada Heat Exchanger (E-100).....	LB-14
Tabel B.7 Perhitungan Panas Masuk pada Reaktor (R-101).....	LB-14
Tabel B.8 Perhitungan Panas Keluar pada Reaktor (R-101).....	LB-15
Tabel B.9 Neraca Energi pada Reaktor (R-101).....	LB-16
Tabel B.10 Perhitungan Panas Masuk pada Cooler (C-101).....	LB-17
Tabel B.11 Perhitungan Panas Keluar pada Cooler (C-101).....	LB-17
Tabel B.12 Neraca Energi pada Cooler (C-101).....	LB-18
Tabel B.13 Perhitungan Panas Keluar Destilat Kolom Distilasi (D-101).	LB-19
Tabel B.14 Perhitungan Panas Keluar Bottom Kolom Distilasi (D-101).....	LB-19
Tabel B.15 Perhitungan Panas Refluks Condensor.....	LB-19
Tabel B.16 Neraca Energi pada Distilasi (D-101).....	LB-20
Tabel B.17 Perhitungan Panas Umpan Masuk Condensor (CD-101)	LB-20
Tabel B.18 Perhitungan Panas Umpan Keluar Condensor (CD-101).....	LB-21
Tabel B.19 Neraca Energi pada Condensor (CD-101).....	LB-22
Tabel B.20 Perhitungan Panas Masuk Reboiler (RB-101).....	LB-22
Tabel B.21 Perhitungan Panas Refluks Reboiler (RB-101).....	LB-23
Tabel B.22 Perhitungan Panas Keluar Bottom Reboiler (RB-101).....	LB-23
Tabel B.23 Neraca Energi pada Reboiler (RB-101).....	LB-24
Tabel B.24 Perhitungan Panas Masuk pada Distilasi (D-102).....	LB-25
Tabel B.25 Perhitungan Panas Keluar Destilat Kolom Distilasi (D-102).....	LB-25
Tabel B.26 Perhitungan Panas Keluar Bottom Kolom Distilasi (D-102).....	LB-25
Tabel B.27 Perhitungan Panas Masuk Separator (V-101)	LB-27
Tabel B.28 Perhitungan Panas Keluar Atas Separator (V-101).....	LB-29
Tabel B.29 Perhitungan Panas Umpan Masuk Condensor (CD-102).....	LB-27
Tabel B.30 Perhitungan Panas Umpan Keluar Condensor (CD-102).....	LB-27
Tabel B.31 Neraca Energi pada Condensor (CD-102).....	LB-28
Tabel B.32 Perhitungan Panas Masuk Reboiler (RB-102).....	LB-29
Tabel B.33 Perhitungan Panas Refluks Reboiler (RB-102).....	LB-29
Tabel B.34 Perhitungan Panas Keluar Bottom Reboiler (RB-102).....	LB-29
Tabel B.35 Neraca Energi pada Reboiler (RB-102).....	LB-30
Tabel C.1 Spesifikasi Heater (HE-100).....	LC-42
Tabel C.5 Spesifikasi Cooler (E-104).....	LC-45
Tabel C.13 Hasil Perhitungan Kondisi Umpan Kolom Distilasi (D-102).....	LC-47
Tabel C.15 Hasil Perhitungan Bottom Produk Kolom Distilasi (D-102).....	LC-48
Tabel C.16 Data Fisik Menara Distilasi (D-102).....	LC-50

Tabel C.17 Data Fisik Kolom Distilasi (D-102).....	LC-61
Tabel C.18 Spesifikasi Cooler (E-104).....	LC-75
Tabel D.1 Neraca Massa Reaktor.....	LD-80
Tabel D.2 Neraca Energi Reaktor	LD-80
Tabel D.3 Berat Molekul Umpan	LD-81
Tabel D.4 Neraca Massa Distilasi (T-101).....	LD-127
Tabel D.5 Neraca Massa Distilasi (T-101).....	LD-127
Tabel D.6 Kondisi Operasi Umpan Kolom Distilasi (T-001).....	LD-127
Tabel D.9 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi I (T-101).....	LD-128
Tabel D.8 Hasil perhitungan densitas <i>liquid</i>	LD-75
Tabel D.9 Hasil perhitungan densitas <i>vapour</i>	LD-75
Tabel D.10 Hasil perhitungan densitas <i>liquid</i>	LD-75
Tabel D.11 Hasil perhitungan densitas <i>vapour</i>	LD-76
Tabel D.12 Spesifikasi Distilasi (T-101).....	LD-112
Tabel F.1 Marshall and Swift Equipment Cost Index.....	LF-291
Tabel F.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode Least Square.....	LF-292
Tabel F.3 Harga Peralatan Proses.....	LF-294
Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas.....	LF-295
Tabel F.5 Gaji Karyawan	LF-300
Tabel F.6 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%.....	LF-311
Tabel F.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi.....	LF-311
Tabel F.8 Cumulative Cash Flow (Rupiah).....	LF-313
Tabel F.9 <i>Trial</i> laju bunga (i).....	LF-316
Tabel F.10 Biaya FC, VC, SVC dan S	LF-317

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Memasuki era perdagangan bebas, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara-negara lain dalam Bidang Industri. Perkembangan Industri sangat berpengaruh pada pertumbuhan ekonomi Indonesia dalam menghadapi pasar bebas nanti. Sektor Industri Kimia memegang peranan penting dalam memajukan perindustrian di Indonesia. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang berorientasi pada mengubah bahan baku menjadi produk yang mempunyai nilai ekonomis tinggi sangat diperlukan untuk menambah devisa negara. Salah satunya adalah dengan pembangunan pabrik Dimetil Eter (DME).

DME merupakan bahan bakar ramah lingkungan sebagai alternatif untuk menggantikan bahan bakar diesel dan LPG. DME mempunyai sifat yang serupa dengan LPG selain itu juga mudah ditangani, dicairkan, diangkut dan disimpan. DME mempunyai sifat yang lebih baik dari LPG, berbau harum, tidak beracun, dan mempunyai panas kalori yang lebih kecil dibandingkan LPG. Panas kalori DME sebesar 6.900 kcal/kg dan panas kalori LPG sebesar 11.100 kcal/kg. Gentur Putrojati (2009) melakukan penelitian di LIPI dan menyatakan bahwa DME diperkirakan mempunyai harga 20 % lebih rendah dari LPG.

Dimetil Eter dipakai sebagai refrigerant pengganti CFC dan sebagai solven. Di Indonesia, Dimetil Eter masih diimpor dari negara Jepang, China, Taiwan dan sebagian Eropa untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri. Karena kegunaan Dimetil Eter, maka sudah saatnya pabrik Dimetil Eter diperlukan di dalam negeri. Selain pangsa pasarnya dekat, bahan baku dan bahan pembantunya dapat diperoleh di negeri sendiri, sehingga ketergantungan produk impor lebih dapat dikurangi.

Kebutuhan bahan bakar di beberapa negara dunia mengalami peningkatan yang pesat dari tahun ke tahun. Hal ini menyebabkan kebutuhan akan DME juga meningkat. Data yang diperoleh dari Majalah Internal PT PGN (Persero) Tbk

menyatakan bahwa kebutuhan DME di China pada tahun 2010 sebesar 8 juta ton/tahun, di Korea kebutuhan DME sebesar 10.000 ton/tahun, dan di Jepang sebesar 100.000 ton/tahun. Namun demikian produksi DME dunia saat ini masih 143.000 ton/tahun.

1.2 Rumusan Masalah

Semakin menipisnya energi fosil, pemanasan global dan kebutuhan pasar menjadi pertimbangan pembangunan pabrik dimetil eter dari metanol yang efisien, ekonomis dan ramah lingkungan. Prarancangan pabrik pembuatan dimetil eter dari metanol diharapkan dapat menjadi solusi awal yang tepat untuk memenuhi kriteria tersebut.

1.3 Tujuan Prarancangan

Tujuan Prarancangan Pabrik Pembuatan dimetil eter dari metanol ini adalah untuk menerapkan disiplin ilmu Teknik Kimia, khususnya dibidang rancang, proses dan operasi teknik kimia sehingga akan memberikan gambaran kelayakan prarancangan pendirian pabrik ini.

1.4 Manfaat Prarancangan

Dimetil eter dapat di manfaatkan sebagai salah satu senyawa yang dapat menjadi alternatif bahan bakar terbarukan. DME juga dapat diuji coba untuk bahan bakar perindustrian, transportasi, serta konsumsi rumah tangga, dan DME dapat menjadi energi yang dapat bersaing dari segi harga, efisiensi penggunaan, dan juga sifatnya yang ramah lingkungan.

1.5 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah di dalam penyusunan dan penyelesaian tugas pra rancangan pabrik dimetil eter ini yaitu:

1. Prarancangan secara teknis difokuskan pada pabrik Dimetil Eter dari methanol dengan proses dehidrasi.
2. Pembuatan flowsheet prarancangan pabrik ini dibatasi menggunakan software Aspen HYSYS.

1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang sangat mendasar dan sangat penting karena hal tersebut memiliki factor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik. Selain itu ada beberapa pabrik yang memproduksi dimetil eter yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan didunia. Data kapasitas pabrik yang telah berdiri di beberapa negara dapat dilihat pada tabel 1.3:

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Pabrik Di Beberapa Negara

Nama	Kapasitas (ton/th)
RWE, Germany	60.000
Humburg DME Co, Germany	10.000
Arkosue Co, Holland	10.000
Du Pont, West Virginia	15.000
Austria	10.000
Taiwan	15.000
Japan	80.000
Indonesia	13.799
Total	223.000

Sumber: *Global DME Emerging Market, 2014*

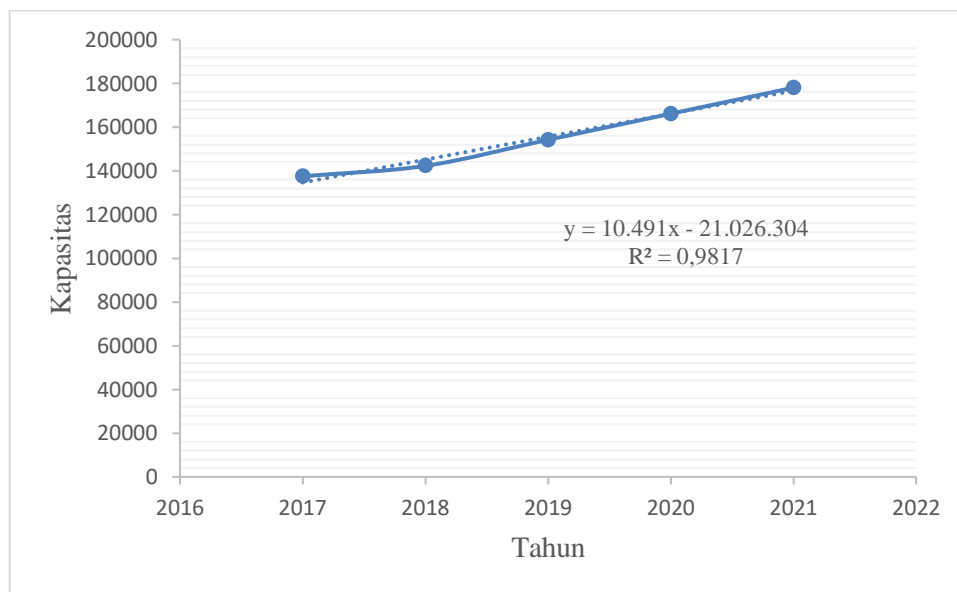
Kapasitas produksi suatu pabrik akan mempengaruhi tingkat perhitungan teknik dan nilai keuntungan yang dihasilkan oleh pabrik. Pendirian pabrik dengan kapasitas tertentu antara lain bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, membantu perkembangan industri lain yang menggunakan produk tersebut. Kebutuhan impor Dimetil Eter pada tahun 2017-2021 dapat dilihat pada Tabel 1.1 berikut:

Tabel 1.2 Data Impor Dimetil Eter Di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)
2017	137511
2018	142280
2019	154202
2020	166124
2021	178046

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia 2021 (Diakses pada November 2021)

Berdasarkan data diatas, maka dapat dikatakan kebutuhan Dimetil Eter di Indonesia semakin meningkat setiap tahunnya. Dari data diatas bisa digambarkan menggunakan grafik sebagai berikut:



Gambar 1.1 Data Impor Dimetil Eter Di Indonesia

Dari grafik 1.1 disimpulkan bahwa kebutuhan konsumen dimetil eter mengalami kenaikan setiap tahunnya. Hal ini tentu menyebabkan kebutuhan akan dimetil eter pada masa yang akan datang akan terus meningkat sejalan dengan laju pertumbuhan industri yang menggunakan dimetil eter. Untuk menghitung kebutuhan akan methanol pada tahun berikutnya maka dapat menggunakan metode ekstrapolasi. Kebutuhan akan methanol dapat diketahui dengan persamaan:

$$y = a(x) + b \dots \dots \dots (1.1)$$

$$y = 10.491x - 21.026.304$$

$$y = 10.491(2025) - 21.026.304$$

$$y = 21.244.275 - 21.026.304$$

$$y = 217.971$$

Dari hasil perhitungan dapat diperkirakan kebutuhan Dimetil Eter di Indonesia pada tahun 2025 adalah sebesar 217.971 ton/tahun, sedangkan kapasitas produksi pabrik DME yang ada di beberapa negara sebanyak 223.000 ton/ tahun

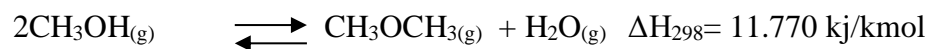
dan produksi pabrik DME di Indonesia hanya sebesar 13.799 ton/tahun. Maka diputuskan pada prarancangan pabrik dimetil eter ini direncanakan berproduksi dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. Sehingga dapat mengurangi impor dari luar negeri.

1.7 Pemilihan Proses

Proses pembuatan DME ada 2 metode, yaitu metode sintesa reaksi langsung dan tidak langsung. Metode sintesa reaksi langsung dan tidak langsung dapat diuraikan berikut ini.

1.7.1 *Direct synthesis* (Metode Sintesa Langsung)

Proses *direct synthesis* (reaksi langsung) adalah proses pembuatan DME dari *methanol* dengan menggunakan katalis alumina. Reaksi berlangsung dalam fase gas dan reaktor yang digunakan adalah jenis *Fixed-bed reactor*, reaksi dehidrasi ini bersifat eksotermis:

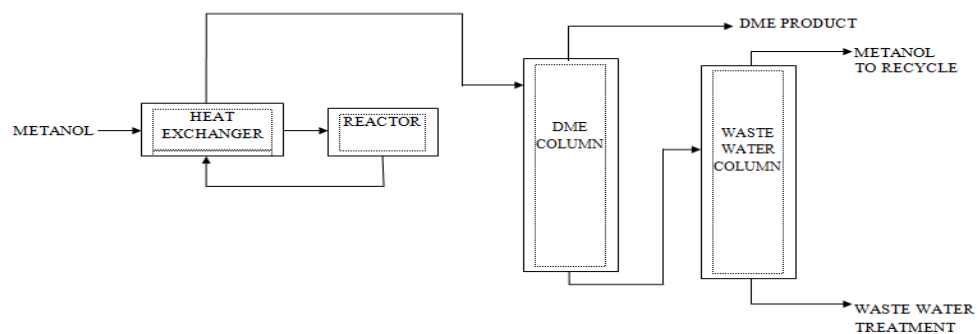


Reaksi terjadi pada suhu 250°C–400°C dengan tekanan minimal 15 atm. Katalis yang digunakan adalah Al₂O₃ (alumina) berbentuk padat. Jika reaktor bekerja pada suhu diatas 400 °C dapat menyebabkan kerusakan pada katalis. Kerugian dari proses *direct synthesis* adalah suhu operasinya yang relatif tinggi. (Turton, 1998)

Konversi yang diperoleh dari proses ini sebesar 96%. Pada reaksi ini tidak ada reaksi samping dan reaksi yang terjadi adalah *reversible*.

Keuntungan:

- a. Prosesnya sederhana dan peralatan yang digunakan sedikit
- b. Biaya investasi untuk peralatan yang digunakan sedikit
- c. Konversinya tinggi, yaitu 80-96 %

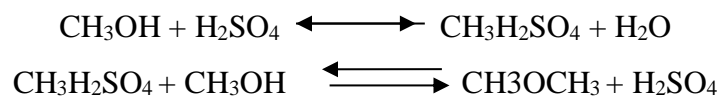


Gambar 1.2 Flowsheet dasar Proses *Direct Synthesis*

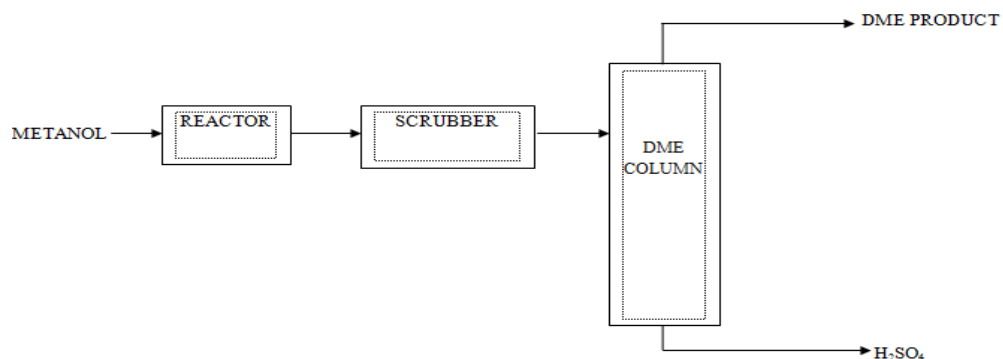
Sumber: (Turton, 1998)

1.7.2 *Indirect synthesis* (Sintesa Tidak Langsung)

Proses *indirect synthesis* (sintesa tidak langsung) adalah proses pembuatan DME dari *methanol* dengan katalisator asam sulfat yang berada dalam reaktor pada suhu 125°C sampai 140°C dan tekanan 2 atm. Hasil dari reaktor dilewatkan ke *scrubber*, kemudian dimurnikan dengan proses destilasi. Konversi yang diperoleh dari proses ini sebesar 45%. Reaksi yang terjadi dalam proses ini adalah sebagai berikut:



Kuntungan dari proses *indirect synthesis* adalah suhu dan tekanan reaktor relatif rendah.



Gambar 1.3 Flowsheet dasar Proses *Indirect Synthesis*

Sumber: (Turton, 1998)

Kerugian:

- a. Peralatan yang digunakan lebih banyak
- b. Menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif, sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi yang harganya lebih mahal
- c. Konversinya rendah, yaitu: 45 %

1.8 Perhitungan Ekonomi Awal

1.8.1 Proses *Direct Synthetis*

Berikut data perhitungan ekonomi awal dimetil eter menggunakan proses *Direct Synthetis* dapat dilihat pada tabel 1.5 sebagai berikut:

Tabel 1.5 Perhitungan Ekonomi Awal Proses *Direct Synthetis*

Parameter	Bahan Baku		Produk
	Metanol	Alumina Silica	Dimetil Eter
Berat Molekul	32,04 gr/mol	101,96 gr/mol	46 gr/mol
Harga per Kg	13.000	1.500	55.547
Kebutuhan	= 2 mol x 32,04 gr/mol = 64,08 gr = 0,06408/kg	=1 mol x 101,96 gr/mol = 101,96 gr = 0,10196/kg	= 1 mol x 46 gr/ mol = 46 gr = 0,046/kg
Total	833,04/kg	152,94/kg	2.555,16 /kg
Ekonomi Awal	= Harga Produk – Harga Bahan Baku = (2.555,16) – (833,04+152,94) =1.569,18		

1.8.2 Proses *Indirect Synthesis*

Berikut data perhitungan ekonomi awal dimetil eter menggunakan proses *Indirect Synthetis* dapat dilihat pada tabel 1.6 sebagai berikut:

Table; 1.6 Perhitungan Ekonomi Awal Proses *Indirect Synthetis*

Parameter	Bahan Baku		Produk
	Metanol	Asam Sulfat	Dimetil Eter
Berat Molekul	32,04 gr/mol	98,08 gr/mol	46 gr/mol
Harga per Kg	13.000	12.500	55.547
Kebutuhan	= 2 mol x 32,04 gr/mol = 64,08 gr = 0,06408/kg	=1 mol x 98,08 gr/mol = 98,08 gr = 0,09808/kg	= 1 mol x 46 gr/ mol = 46 gr = 0,046/kg
Total	833,04/kg	1.226/kg	2.555,16 /kg
Ekonomi Awal	= Harga Produk – Harga Bahan Baku = (2.555,16) – (833,04+1.226) = 496,12		

1.8 Perbandingan Proses

Adapun kelebihan dan kekurangan dari masing masing proses dapat dilihat pada tabel 1.4 sebagai berikut:

Tabel 1.4 Perbandingan Proses

NO	Faktor Perbandingan	Proses Pembuatan	
		<i>Direct Synthetis</i>	<i>Indirect synthesis</i>
1	Bahan Baku	Methanol	Methanol
2	Proses	Pembentukan methanol dan DME terjadi didalam reaktor yang sama	Pembentukan methanol dan DME terjadi didalam reaktor yang berbeda
3	Katalis	$Al_2O_3SiO_2$	H_2SO_4
4	Reaksi	$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$	<ul style="list-style-type: none"> • $CH_3OH + H_2SO_4 \rightarrow CH_3H_2SO_4 + H_2O$ • $CH_3OH + CH_3H_2SO_4 \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2SO_4$
5	Jenis Reaktor	<i>Fixed Bad Reactor</i>	<i>Slurry-phase reactor,</i>

			<i>Fixed Bed Reactor</i>
6	Konversi CH ₃ OH	80% - 96%	45%
7	Kondisi Operasi	250-400°C ; 15 atm	125-140°C ; 2 atm
8	Produk Samping	Air	H ₂ SO ₄

Dari kedua proses diatas maka proses yang dipilih adalah Proses *Direct Synthetis*. Proses ini dipilih dengan pertimbangan:

1. Besar konversi dimetil eter pada proses *direct synthetis* yang dihasilkan lebih besar daripada *indirect synthetis*
2. Proses dan peralatan yang digunakan dapat lebih sedikit
3. Secara komersial dan ekonomis lebih menguntungkan dari proses *indirect synthetis*.

1.9 Uraian Proses

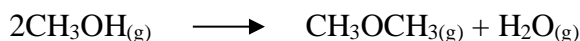
1.9.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku yang digunakan berasal dari PT. Kaltim Metanol Industri dan recycle dari distilat kolom distilasi ditampung ditangi penyimpanan metanol (T-01) berada pada kondisi 30°C, 1 atm. Selanjutnya dipompakan (P-100) menuju Heat Exchanger (E-101) untuk dilakukan pemanasan dengan menggunakan hasil keluaran reactor yang dimanfaatkan untuk memanaskan metanol mencapai suhu 250°C. Setelah berubah fase dari cair menjadi fase gas lalu dialirkan menggunakan kompresor untuk di umpankan ke dalam reaktor.

1.9.2 Tahap Pembentukan DME

Didalam reaktor (FBR-100) mereaksikan metanol dalam bentuk gas atau uap dengan bantuan alumina pada suhu 250°C dan tekanan 12 atm maka akan menghasilkan dimetil eter (DME) dan sebagai produk sampingnya air. Secara teoritis γ -alumina (padat) harus digunakan untuk kontak metanol dalam reaktor

tetap pada suhu tinggi. Jika reaktor dioperasikan pada suhu lebih tinggi dari 400°C, katalis dapat rusak. Reaksinya:



Metanol (CH_3OH) bila dipanaskan pada suhu 250°C dengan tekanan 12 atm dan dengan adanya bantuan katalis berupa alumina (Al_2O_3) maka akan menghasilkan dimetil dan air sebagai produk samping. Reaksi ini bisa disebut juga dengan dehidrasi metanol.

1.9.3 Tahap Pemurnian

1. Pemisahan Dimetil Eter

Tahap pemurnian produk dilakukan untuk memisahkan dimetil eter dari air dan sisa metanol yang tidak bereaksi agar diperoleh dimetil eter dengan kemurnian 99,8%. Produk hasil reaksi dari keluaran reaktor didinginkan suhunya menggunakan *Condenser* menjadi 66,89 °C dan tekanan 2 atm sebelum masuk ke menara distilasi pertama untuk pemisahan dimetil eter (DME) dari metanol dan air. Produk hasil atas menara distilasi berupa DME dengan keluaran 68,65°C yang dikondensasikan pada condensor kemudian disimpan di tangki penyimpanan DME pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Sebagian hasil distilat akan di reflux ke menara distilasi dan sebagian lainnya ditampung pada tangki penyimpanan DME.

Produk hasil bawah distilasi pertama yang mengandung methanol, air dan sangat sedikit DME dipanaskan kembali menggunakan reboiler. Produk dari reboiler yaitu metanol dan air diumpankan ke menara distilasi dengan diturunkan suhu menjadi 60°C dan 2 atm.

2. Tahap Pemisahan Metanol dan Air

Metanol sebagai hasil atas menara distilasi kedua dikondensasikan dengan condenser. Kondensat metanol ditampung pada akumulator dan recycle untuk dipompakan pada tangki penyimpanan bahan baku methanol. Produk bawah kolom distilasi berupa air akan disalurkan ke *water plant threatment*.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Dimetil Eter (DME)

DME yang memiliki rumus kimia CH_3OCH_3 , awalnya digunakan sebagai *aerosol propellant* pada produk-produk konsumen, seperti *hairspray*, *paint spray*, *parfum*, *deodoran*, dan *insektisida*. Gas ini tidak berbau, tidak berwarna, serta cukup mudah dalam memprosesnya ke dalam bentuk cairan. DME juga menggantikan gas-gas *CFC* (untuk AC dan refrigerator) yang kini telah dilarang digunakan di banyak Negara. Yang menarik pada DME adalah potensinya sebagai bahan bakar alternatif untuk kendaraan bermesin diesel, karena memiliki *bilangan cetane* 55-60, dibandingkan dengan minyak diesel/solar yang hanya 40-55.

Dengan lebih tingginya bilangan cetane, DME mampu menggantikan minyak diesel/solar serta sekaligus menurunkan tingkat kebisingan suara mesin diesel menjadi sehalus suara mesin kendaraan bermotor yang menggunakan gasoline. Bila digunakan sebagai bahan bakar transportasi, DME menyebabkan emisi *karbon monoksida* (CO) 50% lebih rendah dari pada minyak diesel/solar; demikian juga dengan emisi *nitrogen oksida* yang 90% lebih rendah.

Seperti pada *liquefied petroleum gas* (LPG, atau *elpiji*), DME berwujud gas pada temperatur dan tekanan normal, tetapi akan berubah menjadi cair apabila ditekan atau didinginkan. Mudahnya proses pencairan DME membuatnya mudah juga dalam transportasinya hingga ke pelosok-pelosok daerah dan mudah dalam penyimpanannya. Sifat tadi dan sifat lainnya, yaitu banyak mengandung oksigen, rendah kadar belerang atau kandungan NO_x lainnya, serta pembakarannya yang bersih, membuat DME merupakan solusi yang menjanjikan sebagai bahan bakar terbarukan yang bersih dan rendah karbon.

DME dapat diperoleh dari banyak sumber, termasuk material yang terbarukan seperti biomassa, sampah organik, dan produk pertanian. Juga dapat diolah dari bahan bakar fosil, seperti batubara muda dan gas alam. DME diproduksi sekurang-kurangnya dalam dua tahap. Pertama, hidrokarbon dikonversikan ke gas sintesis, sebuah kombinasi dari karbon

monoksida dan hidrogen. *Kedua*, gas sintesis tersebut kemudian dikonversikan ke DME, baik lewat metanol (proses konvensional) atau langsung dalam satu tahap saja.

2.2 Sifat Bahan Baku

Bahan baku adalah bahan utama yang diolah dalam proses produksi menjadi produk jadi. Untuk menghasilkan produk dimetil eter yang bagus, harus dilihat karakteristik dari bahan baku yang akan digunakan. Berikut adalah karakteristik dari bahan baku yang akan digunakan.

2.2.1 Metanol (CH₃OH)

Metanol, juga dikenal sebagai metil alkohol, *wood alcohol* atau spiritus, adalah senyawa kimia dengan rumus kimia CH₃OH. metanol merupakan bentuk alkohol paling sederhana. Pada keadaan atmosfer metanol berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan daripada etanol). metanol digunakan sebagai bahan pendingin anti beku, pelarut, bahan bakar dan sebagai bahan additif bagi etanol industry. Metanol merupakan zat kimia yang toksin (beracun) dan menyebabkan efek berbahaya bila dihirup atau tertelan. Secara sintesis metanol dibuat dari hidrogen dan karbon dioksida.

Metanol diproduksi secara alami oleh metabolisme anaerobik oleh bakteri. Hasil proses tersebut adalah uap metanol (dalam jumlah kecil) di udara. Setelah beberapa hari, uap metanol tersebut akan teroksidasi oleh oksigen dengan bantuan sinar matahari menjadi karbon dioksida dan air. Metanol selain memiliki sifat-sifat fisika juga memiliki sifat-sifat kimia. Sebagaimana terlampir pada Tabel 2.1

Tabel 2.1 Sifat-sifat Fisika Metanol

Nama IUPAC	Metanol
Nama lain	Hidroksimetana Metil alkohol Metil hidrat
Rumus Molekul	CH ₃ OH
Massa Molar	32,042 g/mol
Penampilan	jernih, tidak berwarna
Massa Jenis pada 25 °C	0,7918 g/ml
Fasa	Cair
Titik didih (1 atm)	64,7 °C
Suhu kritis	239 °C
Tekanan kritis	8096 kPa
Kemurnian	99,5 %
Kapasitas panas, J/(kg.K)	Pada, 0°C : 2097,2 100°C : 2226,2
Panas pembentukan gas ΔH _f (kJ/mol)	Pada, 0°K : -39,222 298°K : -46,222

Sumber: (Yaws, 1999)

Sifat-sifat Kimia dari Metanol sebagai berikut:

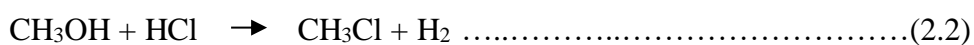
1. Pembentukan eter

Diemetil eter terbentuk dengan hidrasi metanol dengan katalis alumina pada suhu 350°C



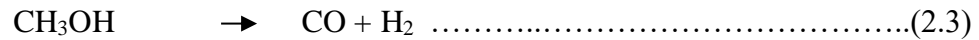
2. Reaksi dengan asam klorida

Metanol dapat bereaksi dengan asam klorida melalui reaksi hidroklorinasi secara substitusi:



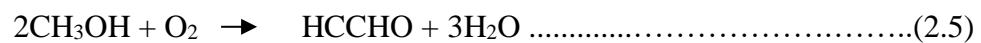
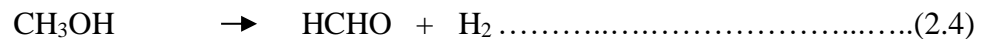
3. Dekomposisi

Metanol dapat terdekomposisi menjadi CO dan H₂:



4. Dehidrogenisasi dan oksidasi parsial

Reaksi secara komersial dari metanol adalah dehidrogenasi dan oksidasi menjadi formaldehid. Reaksi bisa dijalankan menggunakan katalis dengan adanya udara (Yaws, 1999)



2.2.2 Bahaya Pada Metanol

Adapun bahaya Metanol sebagai berikut ini:

1. Cairan dan uap sangat mudah menyala
2. Menyebabkan iritasi serius pada mata
3. Dapat merusak kesuburan atau janin
4. Menyebabkan kerusakan pada organ
5. Dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan
6. Dapat menyebabkan mengantuk dan pusing

(Sumber: Safety Data Sheet, 2017)

2.2.3 Tindakan Pemadam Kebakaran

Berikut adalah tindakan pemadam kebakaran terhadap bahan baku metanol:

1. Bahan pemadam yang sesuai
Karbon dioksida, bubuk kering biasa, semprotan air, busa pemadam alkohol, pasir. Gunakan semprotan air untuk mendinginkan api pada wadah yang terkena api. Air tidak akan mendinginkan metanol di bawah titik nyalanya. Kumpulkan tumpahan.
2. Media pemadam yang tidak sesuai
Jangan menggunakan aliran air bertekanan tinggi
3. Bahaya khusus dari bahan atau campuran
Cairan dan uap amat mudah menyala. Campuran >20% metanol dengan air: mudah menyala. Dapat membentuk campuran yang mudah meledak

dengan udara. Uap adalah lebih berat daripada udara dan dapat melintas sepanjang tanah ke beberapa sumber yang jauh dari pengapian dan kilas balik. Wadah dapat bocor atau meledak jika terpapar pada panas. Gas berbahaya bisa terakumulasi di ruang terbatas. Beracun

4. Alat pelindung khusus
Pakai alat pemadam kebakaran pelindung penuh termasuk alat bantu pernapasan (SCBA) untuk perlindungan terhadap paparan yang mungkin.
5. Tindakan Pemadaman Kebakaran
Jangan buang air pemadam ke saluran air dan perairan. Jauhi dari orang lain, isolasikan tempat bahaya dan tolak izin masuk.
6. Pembakaran
Melepaskan gas beracun, uap. karbon monoksida, karbon dioksida, formaldehida.

(Sumber: Safety Data Sheet, 2017)

2.2.4 Tindakan Pertolongan Pertama Pada Kecelakaan (P3K)

Berikut adalah pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K) di bawah ini :

1. Jika Terhirup
Pindahkan persona ke tempat berudara segar dan jaga tetap relaks untuk bernafas. Berikan oksigen jika sulit bernafas. Segera hubungi pusat penanganan keracunan atau dokter
2. Jika Terkena Kulit (atau rambut)
Pindahkan/lepaskan segera seluruh pakaian yang terkontaminasi. Cucilah dengan sebanyak mungkin air. Segera hubungi pusat penanganan keracunan atau dokter. Cuci pakaian yang terkontaminasi sebelum dipakai kembali.
3. Jika Terkena Mata
Segera basuh mata dengan air sedikitnya selama 15 menit, sambil membuka kelopak mata. Lepaskan lensa kontak, jika memakainya dan mudah untuk dilakukan. Lanjutkan membasuhnya. Jika terjadi iritasi dan berlanjutan, dapatkan bantuan medis.

4. Jika Tertelan

Basuh mulut, jangan merangsang muntah, jangan memberikan apapun melalui mulut kepada orang yang tidak sadar, segera dapatkan bantuan medis.

(Sumber: Safety Data Sheet, 2017)

2.3 Sifat-sifat Produk

2.3.1 Dimetil Eter (CH₃OCH₃)

Dimetil eter adalah suatu senyawa eter paling sederhana dengan rumus molekul CH₃OCH₃. CH₃OCH₃ dikenal juga sebagai *methyl ether* atau *wood ether*. Pada awalnya senyawa ini dihasilkan sebagai salah satu hasil samping dari suatu proses pembuatan metanol yang bertekanan tinggi. Dimetil eter dibuat secara sintesis dengan proses dehidrasi metanol dengan katalisator asam sulfat atau silika alumina. Jika *DME* dioksidasi yang terjadi adalah dekomposisi menjadi bentuk metanol dan formaldehid. *DME* termasuk bahan kimia tidak beracun, senyawa yang tidak mengandung unsur Sulfur (S) dan Nitrogen (N), sehingga memungkinkan emisi SO_x, NO_x, *particulate matter* yang jauh lebih rendah dari solar. *DME* tidak bersifat korosif terhadap logam. Sifat-sifat dimetil eter disajikan pada Tabel 2.2 dibawah ini:

Tabel 2.2 Sifat-sifat fisik Dimetil Eter

Sifat Fisik	Nilai
Rumus molekul	CH ₃ OCH ₃
Berat molekul	46 kg/kmol
Titik beku	-138,5°C
Titik didih (pada 760 mmHg)	-24,7°C
Densitas (pada 20°C)	677 kg/mol
Indeks bias, pada (-42,5°C)	1,3441
<i>Specific gravity</i> cairan	0,661 (pada 20°C)
<i>Flash point</i> (pada wadah tertutup)	-42°F
Panas pembakaran	347,6 kkal/mol
Panas spesifik (pada -27,68°C)	0,5351 kkal/mol

Panas pembentukan (gas)	-44,3 kal/g
Panas laten (gas), (pada -24,68°C)	111,64 kal/g
Kelarutan dalam air (pada 1atm)	34 %berat
Kelarutan air dalam DME (1 atm)	7 %berat
Fase, 25°C, 1 atm	Gas
Temperatur kritis	400 K
Tekanan kritis	53,7 bar abs

Sumber: (Dupont, 2008)

Sifat kimia dimetil eter:

1. Dimetil eter bereaksi dengan karbon monoksida dan air menjadi asam dengan katalisator:

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH} \dots\dots\dots(2.6)$$
2. Bereaksi dengan sulfur trioksida membentuk dimetil sulfat:

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{SO}_3 \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{SO}_4$$
3. Dengan hidrogen sulfit dengan bantuan katalisator tungsten sulfit membentuk dimetil sulfit:

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{CH}_3\text{-S-CH}_3 + \text{H}_2\text{O} \dots\dots\dots(2.7)$$
4. Dengan reaksi oksidasi dimetil eter akan menghasilkan formaldehid:

$$\text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O} \dots\dots\dots(2.8)$$

2.3.2 Bahaya Pada Dimetil Eter

Adapun bahaya dimetil eter sebagai berikut ini:

1. Cairan dan uap sangat mudah terbakar
2. Dapat meledak jika dipanaskan
3. Dapat menyebabkan kantuk atau pusing
4. Menyebabkan sesak nafas
5. Dapat radang dingin

(Sumber: Safety Data Sheet, 2021)

2.3.3 Tindakan Pemadam Kebakaran

Berikut adalah tindakan pemadam kebakaran terhadap bahan baku metanol:

1. Bahaya kebakaran
Gas yang sangat mudah terbakar. Jika gas yang dikeluarkan atau bocor kemasukan api, jangan padamkan api. Uap yang mudah terbakar dapat menyebar dari kebocoran sehingga mengakibatkan ledakan bahaya repengapian.
2. Media pemadam yang tidak sesuai
Jangan menggunakan aliran air bertekanan tinggi
3. Alat pelindung khusus dan pernyataan kehati-hatian bagi petugas pemadam kebakaran
Pakai alat pemadam kebakaran pelindung penuh termasuk alat bantu pernapasan (SCBA) untuk perlindungan terhadap paparan yang mungkin.
4. Tindakan Pemadaman Kebakaran
Jangan buang air pemadam ke saluran air dan perairan. Jauhi dari orang lain, isolasikan tempat bahaya dan tolak izin masuk.

(Sumber: Safety Data Sheet, 2021)

2.3.4 Tindakan Pertolongan Pertama Pada Kecelakaan (P3K)

Berikut adalah pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K) di bawah ini :

1. Jika Terhirup
Pindahkan persona ke tempat berudara segar dan jaga tetap relaks untuk bernafas. Berikan oksigen jika sulit bernafas. Segera hubungi pusat penanganan keracunan atau dokter
2. Jika Terkena Kulit
Cairan dapat menyebabkan radang dingin, untuk paparan cairan, segera hangatkan radang dingin dengan air yang tidak melebihi 105 F (41 C) selama kurang lebih 15 menit. Dalam kasus paparan besar, mandi dengan air hangat, carilah evaluasi medis dan pengobatan sesegera mungkin

3. Jika Terkena Mata

Segera basuh mata dengan air sedikitnya selama 15 menit, sambil membuka kelopak mata. Lepaskan lensa kontak, jika memakainya dan mudah untuk dilakukan. Lanjutkan membasuhnya. Jika terjadi iritasi dan berlanjut, dapatkan bantuan medis.

4. Jika Tertelan

Basuh mulut, jangan merangsang muntah, jangan memberikan apapun melalui mulut kepada orang yang tidak sadar, segera dapatkan bantuan medis.

(Sumber: Safety Data Sheet, 2021)

2.4 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, misalnya kemudahan dalam pengoperasian pabrik, letak pabrik dengan pasar penunjang, letak pabrik dengan sumber bahan baku, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan lain lain. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan akan menentukan harga jual produk yang dapat memberikan keuntungan dalam jangka panjang.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor tersebut maka rencana pembangunan lokasi pabrik dimetil eter akan didirikan di Kelurahan Guntung, Kecamatan Bontang utara, Provinsi Kalimantan Timur. Pemilihan lokasi ini bertujuan agar mendapat keuntungan dari segi teknis maupun ekonomis.



Gambar 2.1 Peta Lokasi Pabrik Dimetil Eter

2.4.1 Sumber Bahan Baku

Bahan baku utama berupa metanol dapat diperoleh dengan mudah karena lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku yaitu dari PT. Kaltim Metanol Industri (KMI) yang berlokasi di Bontang. Methanol yang diproduksi oleh PT.KMI merupakan methanol grade AA dimana kualitas kemurnian mencapai 99,98% dan minimum kemurnian 99,85%. Selain itu bahan katalisator berupa zeolit dapat diperoleh dari PT. Dwijaya Perkasa Abadi yang berlokasi di Surabaya, Jawa Timur dengan menggunakan sarana transportasi laut.

2.4.2 Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam suatu industry. Daerah bontang adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat sehingga menjadikan bontang sebagai tempat pemasaran yang baik bagi dimetil eter. Kawasan industri Bontang juga daerah perindustrian yang dekat dengan pelabuhan sehingga mempermudah pendistribusian produk ke dalam dan keluar negeri.

2.4.3 Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini merupakan kawasan perluasan industri, yang telah memiliki sarana pelabuhan dan pengangkutan darat.

2.4.4 Tenaga Kerja

Kawasan industri bontang ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja yang direkrut merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun yang belum terdidik dari dalam maupun luar daerah.

2.4.5 Utilitas

Pada suatu pabrik unit utilitas sangatlah penting, dimana unit utilitas merupakan sarana kelancaran untuk proses produksi. Unit utilitas terbagi atas air, listrik dan bahan bakar. Air merupakan salah satu kebutuhan yang penting bagi suatu industri. Dimana air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin,

air sanitasi, dan kebutuhan lainnya. Listrik dan bahan bakar dapat dengan mudah terpenuhi karena Bontang merupakan kawasan industri.

2.5 Spesifikasi Bahan Baku

2.5.1 Spesifikasi Methanol

Salah satu bahan baku pembuatan Dimetil Eter adalah metanol. Adapun spesifikasi methanol dalam pembuatan dimetil eter ditunjukkan pada tabel 2.3 berikut:

Tabel 2.3 Spesifikasi Metanol

Sifat	Keterangan
Rumus Molekul	CH ₃ OH
Berat Molekul (kg/Kmol)	32,04
Warna	Tidak Berwarna
Wujud	Liquid
Panas Laten	196,104 kJ/kg
Titik Didih	64,7°C
Titik Lebur	-97,9°C
Densitas	0,7918 g/cm ³
Kelarutan Dalam Air	Larut Sempurna
Viskositas	0,59 mPa.s
Kemurnian	96,51%
Impurities	3,49 %

Sumber: Kirk Othmer, 1952

2.5.2 Spesifikasi Alumina Silika

Adapun spesifikasi alumina silika ditunjukkan pada tabel 2.4 sebagai berikut:

Tabel 2.4 Spesifikasi Alumina Silika

Sifat	Keterangan
Rumus Senyawa	Al ₂ O ₃ SiO ₂
Bentuk	Sphere

Wujud	Padat
Porositas	0,35
Diameter (m)	0,005
Bulk Density (kg/m ³)	780

2.6 Spesifikasi Produk

2.6.1 Spesifikasi Dimetil Eter

Produk yang dihasilkan merupakan dimetil eter yang mempunyai spesifikasi-spesifikasi. Spesifikasi dimetil eter dapat dilihat pada tabel 2.5 berikut:

Tabel 2.5 Spesifikasi Dimetil Eter

Sifat	Keterangan
Rumus Molekul	CH ₃ OCH ₃
Berat Molekul (kg/kmol)	46,0688
Densitas (kg/m ³)	1,883
Titik Didih (C)	-24,8446
Titik Kritis (C)	126,9417
Tekanan Kritis (atm)	52,99996
Viskositas (cP)	0,008668
Kemurnian (%berat)	99,95

Sumber: International DME Association, 2016

2.7 Kegunaan Produk

Kegunaan utama dimetil eter, yaitu sebagai gas pendorong (propellant), solven, extraction agen, refrigerant. Penggunaan dimetil eter sebagai gas pendorong (propellant) lebih banyak dibandingkan sebagai refrigerant. Dimetil Eter juga dapat digunakan sebagai bahan bakar mesin diesel, mesin otomotif, dan bahan bakar penggerak turbin gas (Grant, 1987).

BAB III

NERACA MASSA

3.1 Neraca Massa

Neraca massa merupakan penerapan hukum kekekalan massa terhadap suatu proses. Massa jumlahnya tetap, tidak dapat diciptakan ataupun tidak dapat dimusnahkan. Hal ini tidak berlaku bagi proses yang menyangkut reaksi-reaksi inti, karena pada reaksi inti terjadi pemusnahan massa. Di dalam industri kimia proses dapat dilaksanakan secara bertahap (*batch*) dan secara berkesinambungan (*Continue*). Proses *batch* yaitu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan sekali dalam selang waktu tertentu, sedangkan proses *continue* pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan secara terus-menerus dengan laju tertentu. Neraca massa dibuat untuk suatu alat atau suatu unit proses dengan batasan-batasan tertentu. Bahan-bahan yang perlu dirincikan jumlahnya adalah bahan-bahan yang masuk dan bahan-bahan yang keluar dengan batasan yang ditetapkan.

Berdasarkan hukum kekekalan massa, banyaknya bahan yang masuk sama dengan jumlah bahan yang keluar ditambah bahan yang terakumulasi dalam alat proses, atau dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar} + \text{Akumulasi Massa} \dots\dots\dots (3.1)$$

Persamaan ini dapat diterapkan pada proses kontinyu dengan berdasarkan pada interval waktu tentu. Jika bahan yang masuk atau keluar berupa campuran beberapa komponen, maka neraca massa dibuat untuk massa keseluruhan dan untuk masing-masing komponen. Dalam keadaan mantap (*stedy state*) adalah proses dimana semua laju aliran massa serta komposisinya untuk yang masuk dan yang keluar dari suatu peralatan adalah tetap (tidak tergantung dengan waktu). Pada keadaan seperti ini jumlah massa yang terakumulasi tetap (laju akumulasi =0) dan tidak turut diperhitungkan, sehingga persamaan 3.1 diatas dapat disederhanakan menjadi:

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar} \dots\dots\dots(3.2)$$

3.2 Hasil Perhitungan Neraca Massa

Perhitungan neraca massa pada pra-rancangan pabrik Dimetil Eter dari Metanol sebagai berikut:

Kapasitas produksi = 100.000 Ton/Tahun

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Satuan operasi = kg/jam

Waktu Operasi = 24 Jam

Waktu kerja pertahun = 330 hari

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 100.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 12.626.2626 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 3.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Komponen	Komposisi (%)	Berat Molekul (kg/kmol)
Bahan Baku 1. Metanol CH ₃ OH	99,8%	32,04
Produk 1. Dimetil Eter CH ₃ OCH ₃	99,8 %	46,06
2. Air H ₂ O	0,2 %	18,02

Kemurnian Bahan Baku :

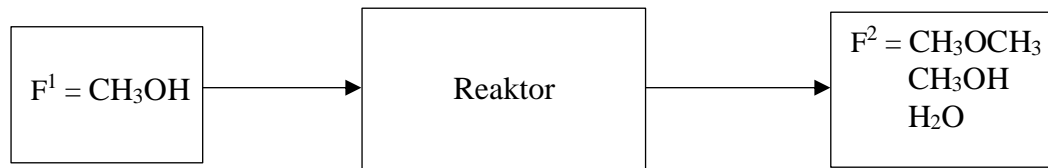
1. CH₃OH : 99,8 % (PT. Kaltim Metanol Industri (KMI))

Kemurnian Produk : 99,8%

Konversi Reaksi : 96%

3.2.1 Fixed Bed Reactor (R-100)

Berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi Metanol sehingga menghasilkan Dimetil Eter yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya. Berikut ini adalah gambar neraca massa *Fixed Bed Reactor* (R-100) adalah sebagai berikut:



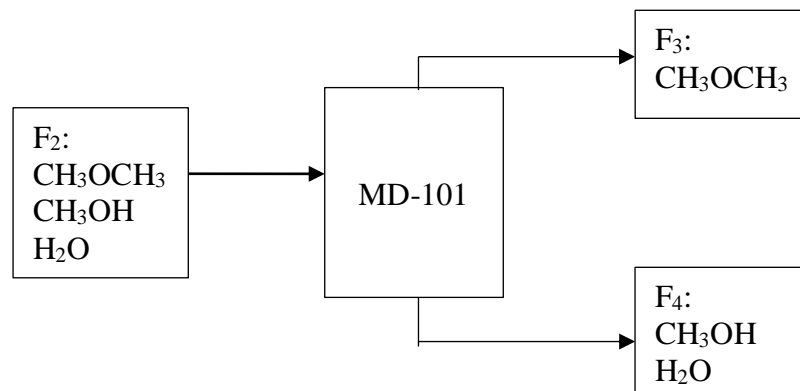
Gambar 3.1 Reaktor (FBR-100)

Tabel 3.2 Neraca Massa Total *Fixed Bed Reactor* (FBR-100)

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Massa Keluar (kg/jam)
	F ¹	F ²
CH ₃ OH	18.297,9383	728,4102
CH ₃ OCH ₃	-	12.626,2620
H ₂ O	20,6635	4.960,4212
Total	18.355,2683	18.355,2683

3.2.2 Distilasi-101

Distilasi-101 merupakan suatu alat yang digunakan untuk memisahkan Dimetil Eter dari campuran yang masih terkandung didalamnya.



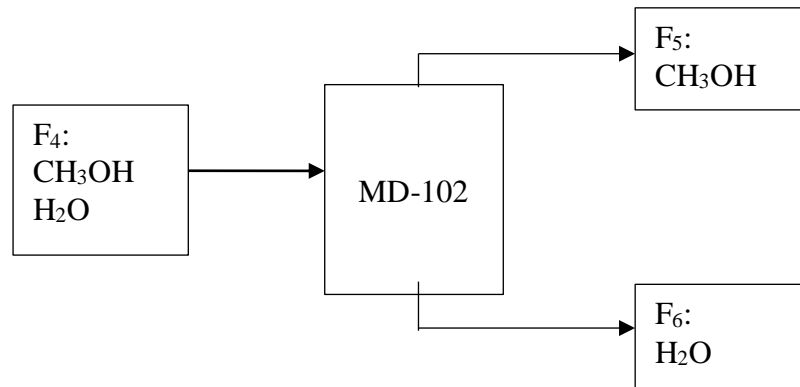
Gambar 3.2 Distilasi-101

Tabel 3.3 Neraca Massa Distilasi (MD-101)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F ₂ (Kg/jam)	F ₃	F ₄
CH ₃ OH	728,4102	-	728,4102
CH ₃ OCH ₃	12.626,2620	12.626,2620	-
H ₂ O	4.960,4212	-	4.960,4212
Total	18.355,2683	18.355,2683	

3.2.3 Distilasi-102

Distilasi-102 merupakan suatu alat yang digunakan untuk memisahkan Methanol dan Air yang masih terkandung didalamnya.



Gambar 3.3 Distilasi-102

Tabel 3.4 Neraca Massa Distilasi (MD-002)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F ₄	F ₅	F ₆
CH ₃ OH	728,4102	726,8787	1,5315
H ₂ O	4.960,4212	9,9200	4.950.5012
Total	5.688,8314	5.688,8314	

BAB IV

NERACA ENERGI

4.1 Neraca Energi

Neraca energi adalah cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energi dalam sebuah sistem. Neraca energi dibuat berdasarkan pada hukum pertama termodinamika. Hukum pertama ini menyatakan kekekalan energi, yaitu energi tidak dapat dimusnahkan atau dibuat, hanya dapat diubah bentuknya.

4.2 Persamaan Neraca Energi

Perumusan dari neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu suatu sistem dapat berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca energi untuk suatu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen). Suatu neraca energi memiliki persamaan:

- a. Untuk persamaan *unsteady state*:

$$(\text{Energi masuk}) - (\text{Energi Keluar}) + (\text{Energi panas ditambah kesistem}) - (\text{Kerja dilakukan sistem}) = (\text{Energi terakumulasi}) \dots \dots \dots (4.1)$$

- b. Untuk persamaan *steady state*:

$$(\text{Energi masuk}) - (\text{Energi keluar}) = (\text{Energi terakumulasi}) \dots \dots \dots (4.2)$$

- c. Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan diatas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue,1982):

$$E_i = E_o \dots \dots \dots (4.3)$$

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar pada suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \dots \dots \dots (4.4)$$

Dimana:

Q = Jumlah panas yang dihasilkan (kJ/jam)

m = Massa (kg/jam)

C_p = Panas spesifik (kJ/kmol.K)

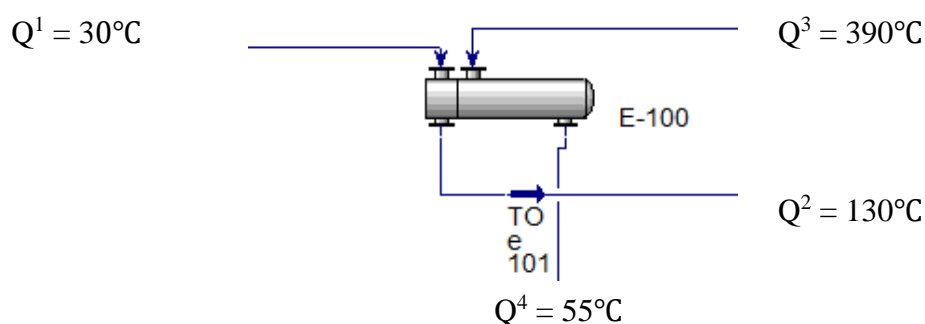
Δt = Perubahan temperatur (K) (Reklaitis, 1983)

4.3 Hasil Perhitungan Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan *steady state*. Laju alir panas dihitung untuk setiap 1 jam.

4.3.1 Heat Exchanger (E-100)

Fungsi : Meningkatkan temperatur dan merubah fasa metanol dari fasa cair menjadi fasa gas.



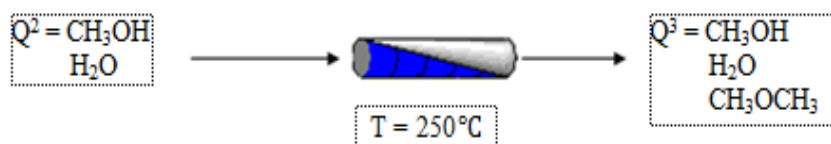
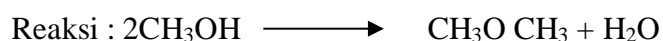
Gambar 4.1 Heat Exchanger (E-100)

Tabel 4.1 Neraca Energi Total pada Heat Exchanger (E-100)

Komponen	Panas (kJ/jam)	
	Masuk	Keluar
Q_{feed}	223089,7466	6474851,861
Panas yang diserap	7129931,619	878169,5049
Total	7353021,366	7353021,366

4.3.2 Reaktor PFR (R-101)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi dehidrasi metanol sehingga menghasilkan dimetil eter yang akan dimurnikan pada proses berikutnya.



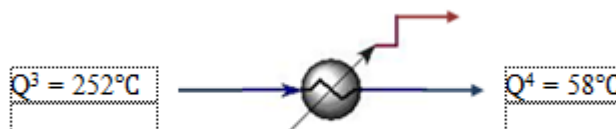
Gambar 4.2 Reaktor PFR (R-101)

Tabel 4.2 Neraca Energi Total pada Reaktor (R-101)

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	6474851,861	-
Produk	-	7479751,724
Panas Reaksi	-	-54,31910759
Air pendingin	1004845,544	-
Total	7479697,405	7479697,405

4.3.3 Cooler (C-101)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur produk reaktor serta merubah fasa menjadi cairan jenuh agar memudahkan proses pemisahan di kolom distilasi.



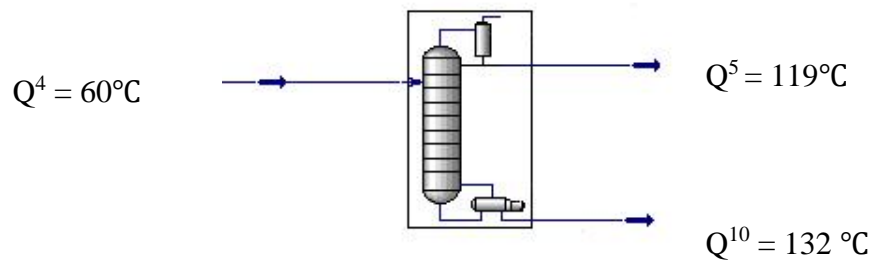
Gambar 4.3 Cooler (C-101)

Tabel 4.3 Neraca Energi Total pada Cooler (C-101)

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	7479751,724	-
Produk	-	545524,8995
Air Pendingin	-	6934226,824
Total	7479751,724	7479751,724

4.3.4 Distilasi (D-101)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metanol dan air sebagai produk bawah dengan dimetil eter sebagai produk atas.



Gambar 4.4 Menara Distilasi (D-101)

Tabel 4.4 Neraca Energi Total pada Distilasi (D-101)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
Umpan	545524,8995	Q_{destilat}	481858,916
Q_{RB}	55237,07988	Q_{bottom}	89452,4682
	-	$Q_{\text{kondensor}}$	29450,5949
Total	600761,98		600761,98

4.3.5 Condensor (CD-101)

Fungsi : Mengubah fasa metanol dan air yang berfasa gas menjadi fasa cair dari produk top kolom distilasi.



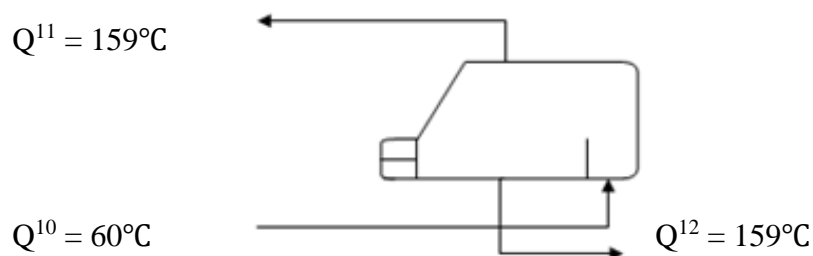
Gambar 4.5 Condensor (CD-101)

Tabel 4.5 Neraca Energi Total pada Condensor (CD-101)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	481858,9161	-
Produk	-	279886,2483
Air pendingin	-	201972,6679
Total	481858,9161	481858,9161

4.3.6 Reboiler (RB-101)

Fungsi: Untuk menguapkan kembali dimetil eter yang masih tersisa di bottom kolom distilasi.



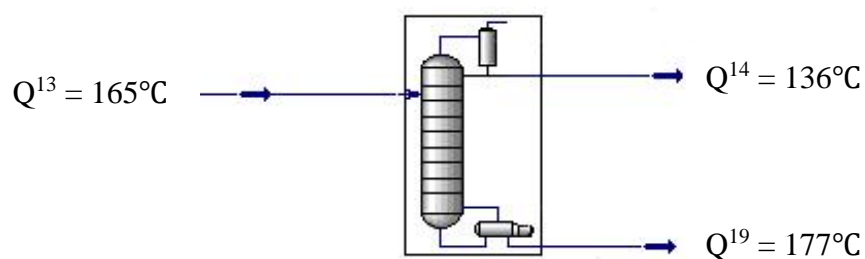
Gambar 4.6 Reboiler (RB-101)

Tabel 4.6 Neraca Energi Total pada Reboiler (RB-101)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	132231,6922	-
Refluks	-	10780596,76
Bottom	-	5146471,725
Steam	15794836,8	-
Total	15927068,49	15927068,49

4.3.7 Distilasi (D-102)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran, dimana air sebagai produk bawah dan metanol sebagai produk atas.



Gambar 4.7 Distilasi (D-102)

Tabel 4.7 Neraca Energi Total pada Distilasi (D-102)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
Umpan	3169458,14	Q_{destilat}	943725,88
Q_{RB}	620842,27	Q_{bottom}	2821519,09
	-	$Q_{\text{kondensor}}$	25055,4457
Total	3790300,41		3790300,42

4.3.8 Condensor (CD-102)

Fungsi : Mengkondensasikan air produk dari kolom distilasi.



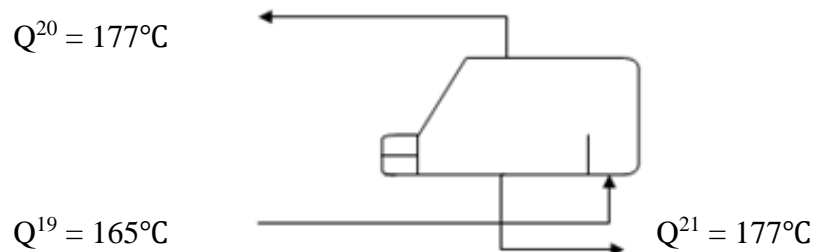
Gambar 4.8 Condensor (CD-102)

Tabel 4.8 Neraca Energi Total pada Condensor (CD-102)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	927213,5101	-
Produk	-	248565,9305
Air pendingin	-	678647,5796
Total	927213,5101	927213,5101

4.3.9 Reboiler (RB-102)

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian metanol pada bottom kolom distilasi.



Gambar 4.9 Reboiler (RB-102)

Tabel 4.9 Neraca Energi Total pada Reboiler (RB-102)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	5264808,7	-
Refluks	-	1332172,616
Bottom	-	2735174,354
Steam	1197461,751	-
Total	4067346,971	4067346,971

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

Hasil perhitungan spesifikasi peralatan pada proses pembuatan dimetil eter dari metanol adalah sebagai berikut:

5.1 Tangki penyimpanan Metanol (T-102)

Fungsi	: Untuk menyimpan <i>methanol</i> sisa produksi
Nama Alat	: Tangki
Kode Alat	: T-101
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: Silinder vertical dengan tutup ellipsoidal
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Kondisi Operasi	:
Temperatur Desain	: 30 °C
Tekanan Desain	: 1 atm
Dimensi	:
Tinggi	: 27,67083725 m
Diameter	: 15,811907 m
Tebal	: 0,8125 in

5.2 Pompa (P-101)

Fungsi	: Untuk mengalirkan bahan baku metanol
Nama Alat	: Pompa
Kode Alat	: P-101
Jumlah	: 2 Buah (1 cadangan)
Operasi	: Kontinyu
Tipe	: Centrifugal
Kapasitas	: 292,7829 kg/menit
Efisiensi Pompa	: 80 %
Power	: 0,016 Hp
Bahan Konstruksi	: Commercial Steel

5.3 Kompresor (K-101)

Fungsi	: Mengalirkan dan menaikkan tekanan feed sebelumnya masuk R-101
Nama Alat	: Kompresor
Kode Alat	: K-101
Jumlah	: 1 buah
Operasi	: Kontinyu
Tipe	: Centrifugal Kompresor
Kapasitas	: 18.334,6048 kg/jam
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel

5.4 Heat Exchanger (E-100)

Fungsi	: Memanaskan bahan baku methanol dari Suhu 30°C ke 250°C
Nama Alat	: Heat Exchanger
Kode Alat	: E-100
Jumlah	: 1 Buah
Tipe	: 2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-213 Tipe 316</i>

Tube Side

Jumlah tube	:194
<i>Length</i>	:14 ft
OD, ID	: 0,75; 0,652 in
BWG	: 14
Pitch	: 1 in <i>square pitch</i>
Pass	: 2
ΔP	: 1,7243 Psi

Shell Side

ID	: 15,25 in
Pass	: 1
ΔP	: 0,2315 Psi

5.5 Distilasi (D-102)

Fungsi	: Tempat memisahkan Dimetil Eter dari campuran Metanol dan Air
Nama Alat	: Menara Distilasi
Kode Alat	: D-101
Jenis	: Sieve Tray
Jumlah	: 1 buah
Operasi	: Kontinyu
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi	:
Puncak Menara	: $P = 6 \text{ atm}$ $T = 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Dasar Menara	: $P = 3 \text{ atm}$ $T = 119 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Jumlah Tray	: 11 buah
Tray Spacing	: 0,5 m
Tebal Tray	: 3 mm
Material tray	: <i>Stainless Steel</i>

5.6 Condensor (CD-101)

Fungsi	: Mengkondensasikan produk keluaran Menara Distilasi
Nama Alat	: Condensor
Kode Alat	: CD-101
Jumlah	: 1 buah
Operasi	: Kontinyu
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Tube Side	
Jumlah tube	: 25
<i>Length</i>	: 14 ft
OD, ID	: 1 in; 0,834 in
BWG	: 14
Pitch	: 1 ¼ in, <i>square pitch</i>

Pass : 4
 ΔP : 0,3857 Psi

Shell Side

ID : 10 in
 Pass : 2
 ΔP : 0,0916 Psi

5.7 Reboiler (RB-101)

Fungsi : Menguapkan kembali bottom produk D-101
 Nama Alat : Reboiler
 Kode Alat : RB-101
 Jumlah : 1 buah
 Operasi : Kontinyu
 Tipe : Kettle Reboiler
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel

SUMMARY		
ho = 264,34176	h outside	hio = 199,1456
	Uc = 183,5791	
	Ud = 200	
	Rd calculated = 0,000447	
1,644 psi 10 Psi	Calculated ΔP , Psi Allowable ΔP , Psi	0,8136 Psi 10 Si

5.8 Tangki penyimpanan Dimetil Eter (T-101)

Fungsi : Untuk menyimpan produk selama 15 hari
 Nama Alat : Tangki
 Kode Alat : T-101
 Jumlah : 1 unit
 Tipe : *Spherical* (Bola)
 Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-213 Tipe 316*
 Kondisi Operasi:

Temperatur Desain : 26,6 °C

Tekanan Desain : 3 atm

Dimensi :
Tinggi : 33 m
Diameter : 7,447 m
Tebal : 0,6345 m

BAB VI

TUGAS KHUSUS

6.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (Faiza Luthvia/180140081)

6.1.1 Pengertian Reaktor

Reaktor adalah suatu alat proses di mana terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau nuklir dan bukan secara fisika. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia, baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Reaktor adalah jantung dari proses kimia. Reaktor adalah suatu tempat proses dimana bahan-bahan diubah menjadi produk, dan perancangan reaktor untuk industri kimia harus mengikuti keperluan:

- a. Faktor kimia : reaksi kimia,
- b. Faktor transfer panas,
- c. Faktor transfer massa,
- d. Faktor keselamatan. (Coulson, 1983)

6.1.2. Prinsip Kerja Alat

Reaktor *fixed bed* adalah reaktor dengan menggunakan katalis padat yang diam dan zat pereaksi berfase gas. Butiran-butiran katalisator yang biasa dipakai dalam reaktor *fixed bed* adalah katalisator yang berlubang di bagian tengah, karena luas permukaan persatuan berat lebih besar jika dibandingkan dengan butiran katalisator berbentuk silinder, dan aliran gas lebih lancar. Bentuk reaktor *fixed bed* dapat dibagi menjadi:

1. Reaktor dengan satu lapis tumpukan katalisator (*Single Bed*)

Sebagai penyangga katalisator dipakai butir-butir alumunia (bersifat inert terhadap zat pereaksi) dan pada dasar reaktor disusun dari butir yang besar makin keatas makin kecil, tetapi pada bagian atas katalisator disusun dari butir kecil makin keatas makin besar.

2. *Multi bed*

Katalisator diisi lebih dari satu tumpuk katalisator, *fixed bed* dengan katalisator lebih dari satu tumpuk banyak dipakai dalam proses adiabatik.

Reaktor *fixed bed* merupakan suatu reaktor yang mana katalis berdiam di dalam reaktor bed. Di dalam reaktor, katalis ditopang oleh suatu struktur *catalyst support* berupa *perforated tray* dengan tambahan lapisan inert semacam *ceramic balls* dengan diameter bervariasi sesuai dengan ukuran partikel katalis baik di sisi terbawah maupun di lapisan teratas bed katalisator.

Reaktor *fixed bed multitube* merupakan reaktor dimana gas bereaksi dengan cara melewati *tube* (tabung) dengan kecepatan tinggi. Reaktor *fixed bed multitube* pada hakikatnya hampir sama dengan pipa dan relatif cukup mudah dalam perancangannya. Reaktor ini biasanya dilengkapi dengan selaput membran untuk menambah *yield* produk pada reaktor.

Produk secara selektif ditarik dari reaktor sehingga keseimbangan dalam reaktor secara kontinu bergeser membentuk lebih banyak produk. Dalam reaktor *fixed bed multitube*, satu atau lebih reaktan dipompakan kedalam suatu pipa. Biasanya reaksi yang digunakan pada reaktor ini adalah reaksi fasa gas.

Beberapa hal penting dalam reaktor alir pipa adalah :

1. Perhitungan dalam reaktor *fixed bed multitube* mengasumsikan tidak terjadi pencampuran (*mixing*) dan reaktan bergerak secara aksial bukan radial,
2. Katalisator dapat dimasukkan melalui titik yang berbeda dari titik masukan dimana katalisator ini diharapkan dapat mengoptimalkan reaksi dan terjadi penghematan,
3. Umumnya reaktor *fixed bed multitube* memiliki konversi yang lebih besar dibandingkan dengan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dalam volume yang sama. Artinya, dengan waktu tinggal yang sama reaktor alir pipa memberikan hasil yang lebih besar dibandingkan RATB.

Reaktor (PFR-201) pada prarancangan ini berfungsi untuk mereaksikan antara butil butirat dan hidrogen. Tipe alat yang digunakan yaitu reaktor *fixed bed multitube*. Adapun langkah dalam perancangan reaktor yaitu :

- a. Biaya produksi rendah
- b. Modal kecil atau volume reaktor minimum
- c. Memastikan bahwa reaksi menghasilkan efisiensi yang paling tinggi ke arah produk yang diinginkan.
- d. Operasinya sederhana dan murah
- e. Keselamatan kerja terjamin
- f. Polusi terhadap sekelilingnya (lingkungan) dijaga sekecil-kecilnya

6.1.3 Kelebihan dan Kekurangan Reaktor *Fixed Bed*

Adapun kelebihan reaktor *fixed bed* yaitu:

- a. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus.
- b. Kapasitas produksi cukup tinggi.
- c. Pemakaian tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksoterm atau endoterm) sehingga pemakaian lebih fleksibel pada reaksi dehidrogenasi ini adalah reaksi endoterm
- d. Aliran fluida mendekati *plug flow*, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi.
- e. *Pressure drop* rendah yaitu 0,025 psi
- f. Adanya *hold-up* yang tinggi, maka menghasilkan pencampuran radial yang lebih baik dan tidak ditemukan pembentukan saluran (*channeling*).
- g. Pemasokan katalis per unit volume reaktor besar.
- h. *Hold up liquid* tinggi.
- i. Kontrol temperatur lebih baik.

Adapun kekurangan reaktor *fixed bed* yaitu:

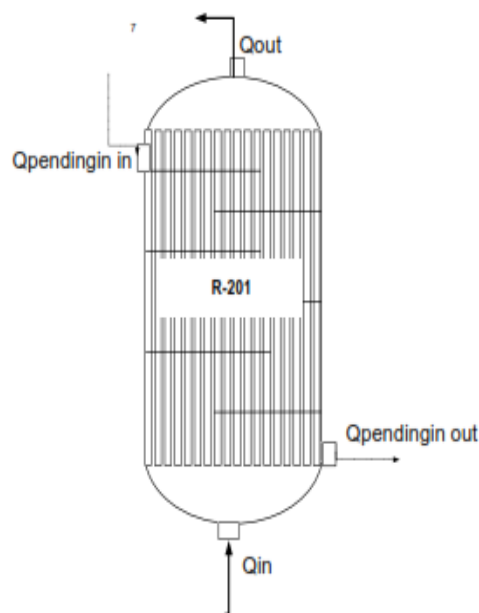
- a. Resistansi difusi intra partikel sangat besar.
- b. Nilai transfer massa dan transfer panas rendah.
- c. Pemindahan katalis sangat sulit dan memerlukan *shut down* alat.

6.1.4 Pemilihan Jenis Reaktor

Dipilih tipe *reactor fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat.
- Kapasitas produksi cukup tinggi.
- Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan untuk perpindahan panas cukup besar.
- Pressure drop* rendah yaitu 0,025 psi.
- Umur katalis panjang yaitu 3-5 tahun.
- Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe *multitube*

Reaktor PFR-100 pada perancangan ini berfungsi untuk menghasilkan Butanol dari butil butirat dan hidrogen dengan proses hidrogenasi dengan penambahan katalis tembaga. Reaktor PFR-100 ditunjukkan pada Gambar 6.1



Gambar 6.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

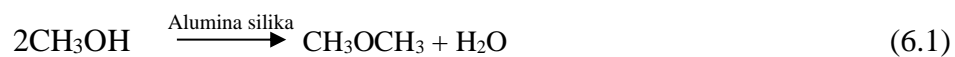
6.1.5 Spesifikasi Kondisi Operasi

Adapun spesifikasi kondisi operasi pada prarancangan pabrik Dimetil Eter dari Metanol adalah sebagai berikut:

1. Data kondisi operasi:

Laju alir	= 18355,2683 Kg/jam = 40466,4397 lb/jam
Temperatur	= 250 °C = 523 °K
Tekanan	= 12 atm
Fase	= Gas
Konversi	= 96%
Kemurnian	= 99,8%
Jenis Reaksi	= Eksoterm
Katalis	= Alumina Silika

2. Jenis reaksi



3. Data katalis

Bahan katalis Alumina Silika

Bentuk	= Padat berpori
Umur katalis	= 3-5 tahun
Diameter katalis	= 3,7 mm = 0,37 cm = 0,0037 m
Porositas	= 0,5 m ³ /m ³
<i>Bulk density</i>	= 5,606 g/cm ³

4. Data alat

Kode : Reaktor (PFR-100)

Fungsi : tempat terjadinya reaksi dehidrasi metanol dengan menggunakan katalis alumina silika sehingga menghasilkan dimetil eter Tujuan

- Menentukan jenis reaktor
- Menentukan bahan konstruksi reaktor
- Menghitung volume reaktor
- Menentukan dimensi reaktor
- Menghitung tebal *shell*.
- Kondisi operasi reaktor.

6.1.6 Spesifikasi Reaktor (PFR-100)

1. Spesifikasi umpan masuk
 - a. Laju Alir Massa (w) = 18355,2683 Kg/jam = 40466,4397 lb/jam
 - b. Densitas (ρ_{camp}) = 6,6333609854 gr/m³ = 0,006333 kg/m³
 - c. μ = $1,532 \times 10^{-2}$ gr/cm.detik

Tabel 6.1 Data Berat Molekul Komponen yang Masuk

Komponen	Bmi	Yi	Bmi × yi
CH ₃ OH	32,01	0.0296	0,947496
CH ₃ COH ₃	46,07	0.4791	21,795717
H ₂	2,02	0.4912	0,992224
Total	98,1	1,00	23,735437

2. Spesifikasi *tube*

Katalis

Bahan katalis = Alumina Silika

Bentuk = Padat berpori

Umur katalis = 3-5 tahun

Diameter katalis = 5 mm = 0,5 cm = 0,005 m

Porositas = 0,27 m³/m³

Bulk density = 1030 kg/m³

Diambil ukuran pipa dari Tabel 11 Kern, Hal 844, 1950. Ukuran pipa:

- a. IPS = 1,5 in
- b. OD = 1,90 in = 0,04826 m
- c. ID = 1,610 in = 0,040894 m
- d. *Flow area* perpipa (a') = 2,04 in² = 0,01416667 m²
- e. *Schedule number* = 40
- f. Susunan *tube* = *triangular pitch*.
- g. Volume tumpukan katalis = 2,3815885146 m³

- h. Panjang *tube* standar (L) = 7,3152 m
- i. Nt (jumlah *tube*) = 620 buah *tube*
3. Menentukan berat Reaktor (R-101)
- a. Tinggi reaktor = 26,3844 ft = 8,0419 m
- b. Vr (volume reaktor) = 14,73048 m³ = 520,20 ft³
- c. Berat *shell* = 195,6310 kg
- d. Berat *head* dan *bottom* = 49,7130 kg
- e. Berat *tube* = 97,8155 kg
- f. Tinggi total reaktor (H) = 26,3844 ft = 8,0419 m
- g. Berat aksesoris pada reaktor:
- *Nozzle* umpan reaktor
Nozzle Metanol
 Ukuran = 10 in, Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg
 - *Nozzle* produk
 Ukuran = 10 in, Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg
 - *Nozzle* pendingin masuk shell
 Ukuran = 10 in, Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg
 - *Nozzle* pendingin keluar shell
 Ukuran = 10 in, Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg
- h. Manhole
 Ukuran = 24 in
 Berat manhole = 260 lb = 117,934 kg

6.2 Menara Distilasi (MD-01) (Nurul Aulia Harahap /NIM: 180140023)

Distilasi adalah suatu proses pemisahan suatu campuran bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali ke dalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu.

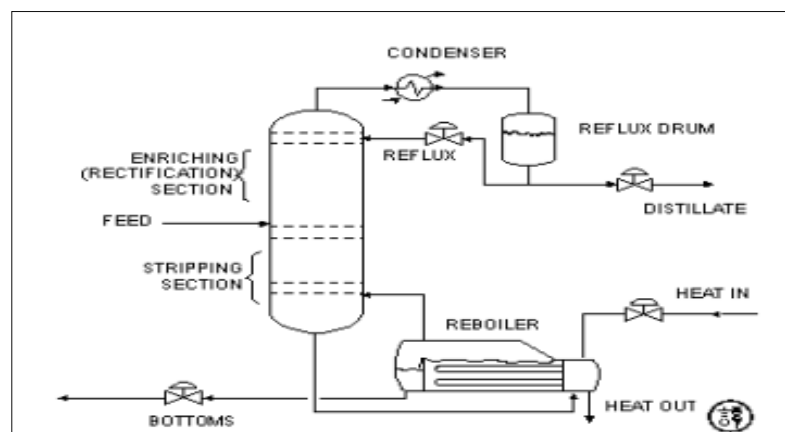
Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan,

masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton (Van Winkle, 1967).

Sebuah sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama yaitu:

1. Sebuah *Shell* vertikal dimana pemisahan komponen *liquid* terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (*internal column*) seperti *tray* atau *plate* dan *packing* yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen,
2. Sebuah *Reboiler* untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi,
3. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom,
4. *Reflux* drum untuk menampung uap yang terkondensasi dari *top* kolom sehingga *liquid* (*reflux*) dapat di *recycle* kembali ke kolom.

Untuk melihat bagaimana komponen dan proses distilasi dapat dilihat pada Gambar 6.2



Gambar 6.2 Proses Distilasi Sederhana

Fungsi kolom distilasi pada prarancangan pabrik Dimetil Eter yaitu untuk memisahkan Dimetil Eter dengan Methanol dan air. Jenis kolom distilasi yang digunakan yaitu *plate tower* (kolom distilasi dengan *sieve tray*). Adapun tujuan perancangan alat kolom distilasi adalah:

- a. Menentukan tipe kolom distilasi,
- b. Menentukan bahan konstruksi untuk kolom distilasi,

- c. Menghitung jumlah plate aktual dan lokasi umpan masuk,
- d. Menghitung dimensi kolom distilasi yang meliputi diameter kolom, tebal shell kolom, tebal head kolom, dan tinggi kolom.

6.3.1 Pengoperasian Distilasi

Campuran *liquid* yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan diumpankan pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feed tray*. *Feed tray* dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bottom (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah *reboiler*. Panas di suplai ke *reboiler* untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan *steam*. Pada penguapan, sumber panas di dapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada *reboiler* diumpankan kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari *reboiler* dikenal sebagai produk *bottom*.

Aliran uap bergerak ke atas kolom, didinginkan oleh kondensor. *Liquid* yang dikondensasi ditampung pada *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian liquid di *recycle* kembali ke *top* yang dikenal *reflux*. *Liquid* yang terkondensasi dikeluarkan dari sistem dikenal sebagai destilat atau produk *top*.

6.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless Steel SA-283 Grade C* (Brownell & Young, 1959), dengan pertimbangan :

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

6.3.3 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan kolom distilasi ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan :

1. Diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m),
2. Lebih ringan dan murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan

Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (Ludwig, 1980).
2. Kapasitas yaitu sebesar 100.000 ton/tahun
3. Biaya perawatan murah
4. Efek korosi pada tray rendah

6.3.4 Perancangan Kolom Distilasi

Tahapan perancangan kolom distilasi adalah sebagai berikut :

1. Perancangan kolom distilasi
 - a. Jumlah plate yang dibutuhkan
 - b. Ukuran diameter kolom
 - c. Jarak antara tray (*tray spacing*)
 - d. Konstruksi detail tray
2. Perancangan *nozzle*
3. Perancangan *manhole*

Adapun rangkuman spesifikasi distilasi yang digunakan pada prarancangan pabrik Dimetil Eter dapat dilihat pada Tabel 6.3

Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Dimetil Eter

Fungsi	Memisahkan produk Dimetil Eter dari Metanol dan Air	
Kode	MD-01	
Jenis	<i>Sieve Tray</i>	
Kondisi operasi	Kolom Bagian Atas: Suhu Tekanan Kolom Bagian Bawah: Suhu Tekanan	: 68,65 °C : 2 atm : 99,85 °C : 2 atm
Dimensi	<i>Tray spacing</i> Diameter menara, D_c	: 0,55 m : 2,6818 m

	Tinggi weir	: 0,05 m
	Diameter <i>tray</i> (D_c)	: 2,6818 m
	<i>Tray thickness</i>	: 0,0164 ft = 0,005 m
	Panjang <i>weir</i>	: 7,2148 ft = 2,1991 m
	Tinggi Total Menara	: 19,2148 m
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-283 Grade C</i>

6.3 Menara Distilasi (MD-02) (Rizkiya Faradaiza /NIM: 180140023)

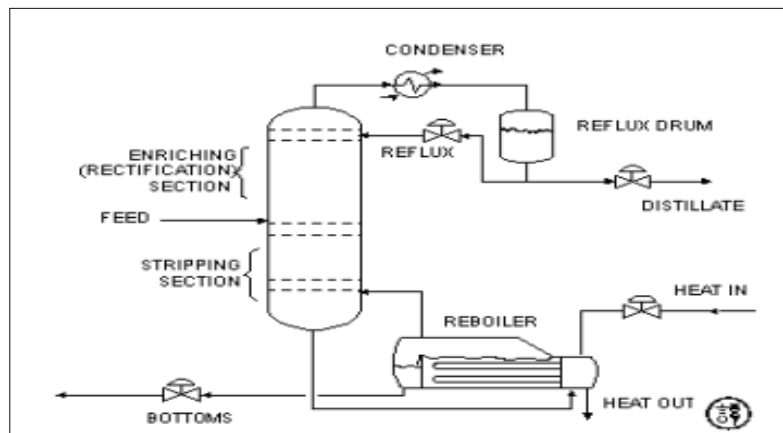
Distilasi adalah suatu proses pemisahan suatu campuran bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali ke dalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu.

Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton (Van Winkle, 1967).

Sebuah sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama yaitu:

1. Sebuah *Shell* vertikal dimana pemisahan komponen *liquid* terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (*internal column*) seperti *tray* atau *plate* dan *packing* yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen,
2. Sebuah *Reboiler* untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi,
3. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom,
4. *Reflux* drum untuk menampung uap yang terkondensasi dari *top* kolom sehingga *liquid (reflux)* dapat di *recycle* kembali ke kolom.

Untuk melihat bagaimana komponen dan proses distilasi dapat dilihat pada Gambar 6.2



Gambar 6.2 Proses Distilasi Sederhana

Fungsi kolom distilasi pada perancangan pabrik Dimetil Eter yaitu untuk memisahkan Methanol dan air. Jenis kolom distilasi yang digunakan yaitu *plate tower* (kolom distilasi dengan *sieve tray*). Adapun tujuan perancangan alat kolom distilasi adalah:

- Menentukan tipe kolom distilasi,
- Menentukan bahan konstruksi untuk kolom distilasi,
- Menghitung jumlah plate aktual dan lokasi umpan masuk,
- Menghitung dimensi kolom distilasi yang meliputi diameter kolom, tebal shell kolom, tebal head kolom, dan tinggi kolom.

6.3.1 Pengoperasian Distilasi

Campuran *liquid* yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan diumpankan pada bagian tengah kolom pada sebuah *tray* yang dikenal sebagai *feed tray*. *Feed tray* dibagi menjadi kolom atas (*enriching or rectification*) dan kolom bottom (*stripping*). *Feed* mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah *reboiler*. Panas di suplai ke *reboiler* untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan *steam*. Pada penguapan, sumber panas di dapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada *reboiler* diumpankan kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari *reboiler* dikenal sebagai produk *bottom*.

Aliran uap bergerak ke atas kolom, didinginkan oleh kondensor. *Liquid* yang dikondensasi ditampung pada *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian liquid di *recycle* kembali ke *top* yang dikenal *reflux*. *Liquid* yang terkondensasi dikeluarkan dari sistem dikenal sebagai destilat atau produk *top*.

6.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless Steel SA-283 Grade C* (Brownell & Young, 1959), dengan pertimbangan :

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

6.3.3 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan kolom distilasi ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan :

1. Diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m),
2. Lebih ringan dan murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan

Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (Ludwig, 1980).
2. Kapasitas yaitu sebesar 100.000 ton/tahun
3. Biaya perawatan murah
4. Efek korosi pada tray rendah

6.3.4 Perancangan Kolom Distilasi

Tahapan perancangan kolom distilasi adalah sebagai berikut :

1. Perancangan kolom distilasi
 - a. Jumlah plate yang dibutuhkan
 - b. Ukuran diameter kolom
 - c. Jarak antara tray (*tray spacing*)
 - d. Konstruksi detail tray

2. Perancangan *nozzle*
3. Perancangan *manhole*

Adapun rangkuman spesifikasi distilasi yang digunakan pada prarancangan pabrik Dimetil Eter dapat dilihat pada Tabel 6.3.

Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Dimetil Eter

Fungsi	Memisahkan Methanol dan Air	
Kode	MD-02	
Jenis	<i>Sieve Tray</i>	
Kondisi operasi	Kolom Bagian Atas: Suhu Tekanan Kolom Bagian Bawah: Suhu Tekanan	: 86,44 °C : 1 atm : 90 °C : 1 atm
Dimensi	<i>Tray spacing</i> Diameter menara, D_c Tinggi weir Diameter <i>tray</i> (D_c) <i>Tray thickness</i> Panjang <i>weir</i> Tinggi Total Menara	: 0,55 m : 1,50 m : 0,05 m : 1,50 m : 0,003 m : 1,2 m : 8,3243 m
Rancangan Alat	Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-283 Grade C</i>

BAB VII

UTILITAS

Dalam suatu pabrik, utilitas merupakan unit penunjang utama didalam memperlancar jalannya proses produksi. Oleh karena itu, segala sarana dan prasarananya harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pada pabrik pembuatan Dimetil Eter, adalah sebagai berikut:

1. Kebutuhan uap (steam)
2. Kebutuhan air
3. Kebutuhan bahan kimia
4. Kebutuhan listrik
5. Kebutuhan bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

7.1 Kebutuhan Uap (Steam)

Unit ini berfungsi menyediakan steam yang akan digunakan sebagai media pemanas. Kebutuhan steam yang digunakan pada pabrik Dimetil Eter ini dapat dilihat pada Tabel 7.1.

Tabel 7.1 Kebutuhan Steam Pada Pabrik Dimetil Eter

Nama Alat	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam)
Heat Exchanger	2.816,5787
Reiboler	10641,5839
Reiboler	594,68700
Total	14.052,8496

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20% (Perry dkk,1999).

Tingkat kebocoran 10%

Total steam yang dibutuhkan = $(0,3 + 1) \times 14.052,849614 = 18.268,7044$ kg/jam.

Diperkirakan 80% kondensat dapat dipergunakan kembali, sehingga:

kondensat yang dipergunakan kembali = $80\% \times 18.268,7044 \text{ kg/jam} = 14.614,96352 \text{ kg/jam}$

7.1.1 Pengolahan Steam

Untuk memenuhi kebutuhan steam, air umpan boiler diuapkan di dalam boiler sesuai dengan kondisi suhu dan tekanan steam yang diinginkan. Agar tidak terjadi kesulitan di dalam boiler maka zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler perlu dihilangkan atau diminimalkan. Zat-zat yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- a. Zat terlarut (*soluble matter*) dengan kadar tinggi
- b. Zat padat tidak terlarut (*suspended solid*)
- c. Garam-garam kalsium dan magnesium
- d. Zat organik (*organic matter*)
- e. Silica, sulfat asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi untuk air umpan boiler yaitu:

- a) Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

1. Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler
 2. Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut. Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas air umpan boiler.
- b) Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler Kerak dalam boiler dapat menyebabkan:
 1. Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
 2. Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

- c) Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 ,

CO₂, O₂ yang terlarut dalam air.

7.2 Kebutuhan Air

Penyediaan air dalam suatu pabrik bertujuan untuk memenuhi kebutuhan untuk: air umpan boiler, air sanitasi, air pendingin. Untuk memenuhi kebutuhan air dalam pabrik, air baku diambil dari sungai. Setelah mengalami proses penjernihan air dan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing maka air tersebut akan digunakan sebagai air umpan boiler, air pendingin dan air sanitasi.

7.2.1 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan *steam* dihitung berdasarkan penggunaannya, misalnya digunakan pada *reactor*, *heater*, *stripper* dan *reboiler*. Biasanya air umpan *boiler* disediakan berlebih sebesar 20% untuk pengganti *steam* yang hilang karena adanya kebocoran transmisi. *Steam* yang digunakan bisa jenis *saturated steam* untuk tekanan rendah atau *superheated steam* untuk tekanan tinggi. Untuk menghemat pemakaian air umpan *boiler*, *steam* yang menjadi kondensat di *recycle* kembali lagi ke tangki penampung air umpan *boiler* sehingga air umpan *boiler* hanya sejumlah *make up water* yang diperkirakan sebesar 20% dari total kebutuhan air umpan *boiler*. Agar *boiler* yang digunakan tidak mudah terjadi kerak maka kandungan bahan maksimal di dalam air umpan *boiler* dengan persyaratan sebagai berikut:

- | | |
|--|--------------|
| 1. Total padatan (total dissolved solid) | = 3500 ppm |
| 2. Alkalinitas | = 700 ppm |
| 3. Padatan terlarut | = 300 ppm |
| 4. Silica | = 60-100 ppm |
| 5. Besi | = 0,1 mg/L |
| 6. Tembaga | = 0,5 mg/L |
| 7. Oksigen | = 0,007 mg/L |
| 8. Kesadahan (hardness) | = 50 ppm |
| 9. Kekeuhan | = 175 ppm |

10.Minyak	= 7 ppm
11.Residu fosfat	= 140 ppm

Selain harus memenuhi syarat tersebut diatas, air umpan *boiler* harus bebas dari:

1. Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S, NH₃
2. Zat-zat yang dapat menyebabkan busa, yaitu organik, anorganik dan zat tak terlarut dalam jumlah besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada *boiler*, sebelum digunakan air umpan *boiler* harus diolah terlebih dahulu, melalui:

1. *Demineralize*, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
2. *Deaerator*, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Dari Tabel 7.1, diketahui kebutuhan steam sebesar 18.268,7044 kg/jam. Air umpan boiler akan dipenuhi dengan ditambah sebesar 20% dari kebutuhan steam, sehingga kebutuhan air untuk umpan boiler adalah : 20% x 18.268,7044 kg/jam = 3.653,74088 kg/jam.

7.2.2 Pendingin

Pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendingin seperti *cooler*. Dari total air pendingin yang diperlukan, diberikan factor keamanan sebesar 20%. Untuk menghemat air pendingin biasanya dilakukan *recycle* sehingga air pendingin yang perlu disiapkan hanya sejumlah *make up water* yang jumlahnya diperkirakan sebesar 20% dari total kebutuhan air pendingin. Di Dalam Pabrik dimetil eter sebagai media pendingin digunakan air karena:

1. Air merupakan materi yang banyak didapat
2. Mudah dikendalikan dan dikerjakan
3. Dapat menyerap panas
4. Tidak mudah menyusut karena pendinginan
5. Tidak mudah terkondensasi

Dari berbagai alat proses yang ada di dalam pabrik tersebut air pendingin yang dibutuhkan seperti yang terlihat pada Tabel 7.2.

Tabel 7.2 Total Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah Air (kg/jam)
Condensor (101)	4.843,469
Condensor (102)	16.274,522
Total	21.117,911

Air pendingin yang telah dipakai digunakan kembali setelah dinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, *drift loss*, dan *blowdown* (Perry, 1997).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan :

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Pers. 12-10, Perry, 1997})$$

Dimana:

$$\begin{aligned} W_c &= \text{Jumlah air pendingin yang diperlukan} \\ &= 21.117,911 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T &= \text{Temperatur air pendingin masuk} \\ &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T &= \text{Temperatur air pendingin keluar} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } W_e &= 0,00085 \times 21.117,911 \times (104 - 77) \\ &= 4.846,560 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang hilang karena *drift loss* biasanya 0,1 – 0,2 % dari air pendingin yang digunakan (Perry dkk, 1999). Ditetapkan *drift loss* 0,2%, maka:

$$W_d = 0,002 \times 21.117,911 = 42,236 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena *blowdown* tergantung dari jumlah sirkus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3 - 5 siklus (Perry dkk, 1999). Ditetapkan 5 siklus maka:

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{W_c}{S-1} \\ W_b &= \frac{21.117,911}{5-1} \\ &= 5.279,477 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga total, air tambahan = $W_c + W_d + W_b$

$$= 4.846,560 + 42,236 + 5.279,477$$

$$= 10.168,273 \text{ kg/jam}$$

7.2.3 Air Sanitasi

Di Dalam pabrik air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman, pemadam kebakaran dan kebutuhan lainnya. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi persyaratan:

1. Syarat fisik
 - a. Suhu : berada di bawah suhu kamar
 - b. Warna : tidak berwarna / jernih
 - c. Rasa : tidak berasa
 - d. Bau : tidak berbau
 - e. Kekeruhan : $< 1 \text{ mg SiO}_2 / \text{liter}$
 - f. pH : netral
2. Syarat kimia
 - a. Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
 - b. Tidak mengandung zat-zat kimia beracun
3. Syarat mikrobiologis
 - a. Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air (Said,dan wahjono,1999).

Kebutuhan air sanitasi pada Pabrik dimetil eter adalah sebagai berikut:

1. Air untuk perumahan

Perumahan karyawan pabrik sebanyak 80, masing-masing dihuni sekitar 5 orang dan kebutuhan air untuk perumahan diperkirakan sebesar 250 liter/hari tiap 1 orang.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air untuk perumahan} &= 250 \times 5 \times 80 \\ &= 100.000 \text{ L/hari} = 4.166,66 \text{ L/jam} \\ \text{Densitas air} &= 997 \text{ kg/m}^3 = 0,997 \text{ kg/l} = 62,24 \text{ lb/s} \\ &= 4.166,66 \text{ L/jam} \times 0,997 \text{ kg/l} \\ &= 4.154,166 \text{ kg/jam} = 2,5439 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan air perkantoran

Kebutuhan air domestic untuk tiap orang/shift adalah 40 – 100 liter/hari (Metcalf, 1991).

Diambil 60 Liter/hari	= 2,5 Liter/jam
Jumlah Karyawan	= 234 Orang
Densitas air pada 30 ⁰ C	= 0,99568 Kg/Liter
Air domestik	= 2,5 L/jam x 234 orang
	= 585 L/jam x 0,99568 Kg/Liter
	= 582,473 Kg/jam

3. Kebutuhan air laboratorium

Kebutuhan air untuk laboratorium adalah 1000 – 1800 liter/hari

(Metcalf dan Eddy, 1991), maka diambil 1800 liter/hari = 75 kg/jam.

4. Kebutuhan air kantin dan tempat ibadah

Kebutuhan air untuk kantin dan rumah ibadah adalah 40 – 120 liter/hari

(Metcalf dan Eddy, 1991).

Diambil 150 L/hari	= 6,25 L/jam
Densitas air pada 30 ⁰ C	= 0.99568 Kg/L
Pengunjung rata-rata	= 150 orang
Total Kebutuhan air	= 4,792 x 150 orang
	= 937,5 L/jam x 0.99568 Kg/L
	= 933,45 Kg/jam

5. Kebutuhan air poliklinik

Kebutuhan air untuk poliklinik adalah 400-600 L/hari (Metcalf dan Eddy, 1991). Maka diambil 500 L/hari = 20,833 Kg/jam

6. Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran diambil 2000 kg/jam.

<i>Over design</i> 10%	= 10% × 2000 kg/jam
	= 200 kg/jam

Total air pemadam	= 2000 kg/jam + 200 kg/jam
	= 2.200 kg/jam.

$$W_{\text{Domestik}} = (4.154,166 + 582,473 + 75 + 933,45 + 20,833 + 2.200) \text{ kg/jam}$$

$$= 7.945,088 \text{ kg/jam}$$

Sehingga total kebutuhan air yang memerlukan pengolahan awal adalah:

$$\begin{aligned}
 &= \text{kebutuhan air untuk boiler} + \text{air tambahan yang diperlukan} + \text{air untuk} \\
 &\quad \text{berbagai kebutuhan} \\
 &= 3.653,74088 + 10.168,273 + 7.945,088 \text{ kg/jam} \\
 &= 21.776,10188 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Sumber air untuk pabrik pembuatan Dimetil Eter ini berasal dari Sungai Bontang Kalimantan Timur, kualitas air Sungai ini dapat dilihat pada Tabel 7.3, berikut ini.

Tabel 7.3 Kualitas Air Sungai Bontang, Prov. Kalimantan Timur

No	Parameter	Satuan	Kadar/Ket
1	Suhu	°C	26,4
2	Padatan terlarut	Mg/L	56,4
3	Warna	-	Keruh
4	Bau	-	Tidak berbau
5	Rasa	-	Tawar
6	pH	mg/L	6,5
7	Hg ²⁺	mg/L	<0,0001
8	Ba ²⁺	mg/L	<0,1
9	Fe ²⁺	mg/L	0,028
10	Cd ²⁺	mg/L	<0,001
11	Mn ²⁺	mg/L	0,028
12	Zn ²⁺	mg/L	<0,01
13	Cu ²⁺	mg/L	<0,06
14	Pb ²⁺	mg/L	<0,01
15	Ca ²⁺	mg/L	200
16	Mg ²⁺	mg/L	100
17	F ⁻	mg/L	0,001
18	Cl ⁻	mg/L	60
19	NO ₂ ⁻	mg/L	0,028
20	NO ₃ ⁻	mg/L	0,074
21	SeO ₃ ²⁻	mg/L	<0,005
22	CN ⁻	mg/L	0,001
23	SO ₄ ²⁻	mg/L	42
24	H ₂ SO ₄ ⁻	mg/L	<0,002
25	Oksigen terlarut (DO)	mg/L	6
	Turbidity	NTU	8,3

Sumber : Baku Mutu Air Sungai Laporan Wasdal Pencemaran Air dan Laut

7.2.2.1 Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan *boiler* biasanya digunakan air permukaan, air bawah tanah atau air kawasan. Air kawasan adalah air bersih yang disediakan oleh kawasan industri. Total air yang dibutuhkan adalah jumlah air proses dan air sanitasi ditambah dengan make up: air umpan boiler dan air umpan boiler. Jika digunakan air permukaan atau air sungai maka harus dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu dengan proses pengolahannya adalah sebagai berikut:

Air sungai dipompa menuju bak sedimentasi yang berfungsi untuk mengendapkan lumpur yang terikut. Dari bak water intake dipompa menuju bak sedimentasi yang berfungsi untuk memisahkan kotoran yang mengapung. Dari bak sedimentasi air dipompa menuju *clarifier* untuk diendapkan bahan tersuspensi dengan cara koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan tinggi agar alum dan air dapat bercampur secara *homogen*. Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi maka *flok* yang terjadi diendapkan di dalam *clarifier* tersebut. Air yang masih mengandung *floc* ringan yang keluar secara *overflow* dari *clarifier*, dialirkan menuju ke *sand filter* ditampung di dalam bak air bersih dan diolah lebih lanjut sesuai dengan fungsinya masing-masing yaitu:

a. Air Sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa menuju bak klorinasi untuk ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 2 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam bak klorinasi yang selanjutnya air dialirkan dengan menggunakan pompa siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

Tabel 7.5 Standart mutu air sanitasi

Parameter	Unit	Standar Baku Mutu (Kadar maksimum)
(1)	(2)	(3)
Kekeruhan	NTU	25
Warna	TCU	50
Zat padat terlarut (<i>Total Dissolved Solid</i>)	Mg/L	1000

Suhu	°C	Suhu udara ± 3
Rasa		Tidak berasa
Bau		Tidak berbau
COD	Mg/L	1,5
BOD	Mg/L	0,55
Total coliform	CFU/100ml	50
E. coli	CFU/100ml	0
pH	Mg/L	6,5-8,5
Iron (Fe)	Mg/L	1
Fluorida	Mg/L	1,5
Hardness (as CaCO ₃)	Mg/L	500
Mangan (Mn)	Mg/L	0,5
Nitrat (NO ₃ -N)	Mg/L	10
Nitrit (NO ₂ -N)	Mg/L	1
Sianida	Mg/L	0,1
Deterjen	Mg/L	0,05
Pestisida total	Mg/L	0,1
Air raksa	Mg/L	0,001
Arsen	Mg/L	0,05
Kadium	Mg/L	0,005
Kromium (valensi 6)	Mg/L	0,05
Selenium	Mg/L	0,01
Seng	Mg/L	15
Sulfat	Mg/L	400
Timbal	Mg/L	0,05
Benzene	Mg/L	0,01
Zat organik (KMNO ₄)	Mg/L	10

Sumber : (Peraturan menteri kesehatan RI Nomor 32 tahun 2017)

b. Air Umpan Boiler

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari 2 tangki, yaitu tangki kation *exchanger* dan anion *exchanger*. Kation *exchanger* yang digunakan adalah resin *Polystyrene Postponed* dan Anion *exchanger* yang digunakan adalah *Polystyrene Based*. Proses demineralisasi dengan cara air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa menuju kation *exchanger* untuk menghilangkan ion-ion yang dapat menyebabkan kesadahan (ion-ion bikarbonat, ion sulfat dan klor). Selanjutnya air dialirkan menuju anion *exchanger* untuk menghilangkan anion-anion yang mengganggu

proses. Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi yang dapat diketahui dari kesadahan air umpan *boiler* tersebut sehingga perlu diregenerasi. Selanjutnya air umpan *boiler* yang telah bebas dari ion-ion pengganggu ditampung dalam bak air lunak untuk memenuhi kebutuhan air umpan boiler. Untuk menghemat penggunaan air lunak steam kondensat yang terjadi dicampur dengan air lunak namun terlebih dahulu dipompa ke *deaerator* untuk menghilangkan gas-gas *impurities*. Campuran air lunak dan kondensat dimasukan kedalam bak *boiler feed water* dan siap diumpankan ke *boiler*. Selanjutnya *steam* yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di *recycle*.

Tabel 7.6 Standart mutu air boiler

No	Parameter	Satuan	Pengendalian batas
1	pH	Unit	10,5-11,5
2	Konduktivitas	μ mhos/cm	5000, Max
3	TDS	Ppm	3500, Max
4	P-Alkalinity	Ppm	-
5	M-Alkalinity	Ppm	800, Max
6	O-Alkalinity	Ppm	2.5 x SiO ₂ Min
7	Hardness	Ppm	-
8	Silica	Ppm	150, Max
9	Besi	Ppm	2, Max
10	Phospat Residual	Ppm	20-50
11	Sulfite Residual	Ppm	20-50
12	pH Condensat	Unit	8.0-9.0

Sumber : (PT Naclo Indonesia)

c. Air Pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air lunak, air lunak langsung dipompa ke bak air pendingin kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa. Untuk menghemat kebutuhan air pendingin maka setelah digunakan, air pendingin di *recycle* dengan terlebih dahulu didinginkan

dalam *cooling tower* dan selanjutnya air dipompa ke bak air pendingin lagi untuk digunakan kembali. Adapun syarat untuk air pendingin yaitu sebagai berikut :

1. Jernih (tidak terdapat partikel-partikel kasar seperti batu, krikil, pasir, tanah dan lumut yang dapat menyebabkan air kotor.
2. Tidak menyebabkan korosi
3. Tidak menyebabkan *fouling*
4. Tidak mengandung bahan-bahan anorganik

Untuk memenuhi kebutuhan air tersebut, maka pada pabrik Dimetil Eter menggunakan air sungai. Sebelum digunakan, air sungai tersebut perlu diolah (*water treatment*) untuk memenuhi persyaratan sebagai air sanitasi, air pemanas dan air pendingin.

Kebutuhan air dalam suatu pabrik diperoleh dari sumber air disekitar pabrik yaitu dari air sungai yang diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan air melalui beberapa tahapan:

a. Penghisapan

Tahap ini menggunakan penghisap yang dilengkapi pompa vakum untuk mengalirkan air dari sungai ke stasiun pemompa air.

b. Penyaringan (Screening)

Tahap ini menggunakan Coarse and Fine Screen yang berfungsi untuk menyaring kotoran berukuran besar yang terpompa.

c. Pengendapan (Sedimentasi)

Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan menggunakan settling pit untuk mengendapkan partikel-partikel yang tersuspensi dalam air.

d. Koagulasi dan Flokulasi (Klarifikasi)

e. Koagulasi adalah penambahan coagulant aids lalu dilakukan pengadukan dengan cepat sehingga terjadi penggumpalan partikel-partikel koloid yang tidak stabil dan suspended solid yang halus.

Flokulasi adalah pengadukan lambat untuk menggumpalkan partikel yang tidak stabil dan membentuk flok-flok kecil menjadi flok besar sehingga dapat mengendap secara cepat. Prosesnya sebagai berikut:

Air dari proses pengendapan dialirkan ke bak penampungan kedua. Pada bak ini ditambahkan bahan-bahan kimia (koagulan) sehingga akan terbentuk gumpalan sambil diinjeksikan larutan alumina sulfat $Al_2(SO_4)_3$ dan larutan abu Na_2CO_3 . Larutan $Al_2(SO_4)_3$ berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan Na_2CO_3 sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Pada bak clarifier, akan terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Tahap ini bertujuan menyingkirkan Suspended Solid (SS) dan koloid (Degremont, 1991). Koagulan yang biasa dipakai adalah koagulan trivalent.

Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah:

Total kebutuhan air	= 21.776,10188 kg/jam
Pemakaian larutan alum	= 50 ppm
Pemakaian larutan soda abu	= $0,54 \times 50 = 27$ ppm
Larutan alum dibutuhkan	= $21.776,10188 \text{ kg/jam} \times 50 \times 10^{-6}$ = 1.088 kg/jam
Larutan soda abu dibutuhkan	= $21.776,10188 \text{ kg/jam} \times 27 \times 10^{-6}$ = 0,587954 kg/jam

f. Sand Filter

Air yang keluar dari clarifier masih mengandung partikel halus yang dapat dipisahkan dengan penyaringan. Filter yang digunakan adalah jenis sand filter dengan menggunakan pasir kasar dan halus. Lalu air yang telah disaring ditampung ke dalam dua buah tangki, yaitu filtered water storage tank, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan sehari-hari di pabrik dan di perkantoran. Untuk air proses masih diperlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses softener dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin dan tempat ibadah serta poliklinik dilakukan klorinasi, yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman di dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, $Ca(ClO)_2$. Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaring air (water treatment system) sehingga air yang keluar merupakan air sehat dan memenuhi syarat-syarat air minum.

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi = 21.776,10188 kg/jam

Kaporit yang digunakan mengandung klorin 70% (Alaerts,1984)

Kebutuhan klorin = 20 ppm dari berat air (Alaerts,1984)

Total kebutuhan kaporit = $(20 \times 10^{-6} \times 21.776,10188 \text{ kg/jam})/0,7$
 = 0,622174 Kg/Jam

Air yang digunakan sebagai air umpan boiler atau boiler feed water (BFW) harus diproses lebih lanjut, diantaranya :

1. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} , HCO_3^- , SO_4 , Cl^- dan lain-lain, dengan bantuan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (boiler feed water). Demineralisasi diperlukan karena air umpan ketel memerlukan syarat- syarat sebagai berikut :

1. Tidak menimbulkan kerak pada ketel maupun pada tube alat penukar panas jika steam digunakan sebagai pemanas. Kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan bisa menyebabkan tidak beroperasi sama sekali.
2. Bebas darisemua gas-gas yang mengakibatkan terjadinya korosi terutama gas O_2 dan gas CO_2 .

Air dari filtered water storage tank diumpankan ke carbon filter yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau serta zat-zat organik lainnya. Air yang keluar dari carbon filter diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0-7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan ke dalam cation exchanger yang berfungsi menukar ion-ion positif atau kation (Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , Al^{3+}) yang ada di dalam air umpan. Alat ini sering disebut softener yang mengandung resin jenis Strong Acid Cation Resin (SACR) dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion H^+ yang ada pada SACR.

Akibat tertukarnya ion H^+ dari resin kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran cation exchanger mempunyai pH rendah (3,7) dan Free Mineral Acid (FMA) yaitu CaCO_3 sekitar 12 ppm. FMA merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin (exhausted resin). Pada

operasi normal FMA stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berarti resin telah jenuh sehingga perlu diregenerasi. Air keluaran cation exchanger kemudian diumpukan kedalam anion exchanger yang berfungsi sebagai alat penukar anion-anion (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- dan CO_3^-) yang terdapat di dalam air umpan. Di dalam anion exchanger mengandung resin jenis Strong Base Anion Resin (SBAR) dimana anion-anion dalam air umpan ditukar dengan ion OH^- yang berasal dari SBAR. Dengan menukar anion-anion dari umpan tersebut, maka ion H^+ dari asam-asam yang terkandung di dalam umpan exchanger menjadi bebas kemudian berikatan dengan OH^- yang lepas dari resin mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar, anion exchanger kembali normal dan ada penambahan konsentrasi OH^- sehingga pH akan cenderung basa.

Batasan yang diizinkan pH (8,8–9,1) kandungan $\text{Na}^+ = 0,08\text{--}2,5$ ppm dan 0,01 ppm. Kandungan silica pada air keluaran anion exchanger merupakan criteria sebagai titik tolak bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin diregenerasi menggunakan larutan NaOH 4%. Air keluaran unit cation dan anion exchanger ditampung dalam demineralizer water storage sebagai penyimpan sementara sebelum diproses lebih lanjut diunit deaerator.

a. Penukar Kation (Cation Exchanger)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bertipegel dengan merek IRR–122 (Lorch, 1981).

Perhitungan Kesadahan Kation

Air sungai Bontang Kalimantan Timur mengandung kation Hg^{2+} , Ba, Mn^{2+} , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} , dan Pb^{2+} masing-masing 0,001 ppm, 0,1 ppm, 0,028 ppm, 0,01 ppm, 0,028 ppm, 0,008 ppm, 0,03 ppm, 0,01 ppm, 200 ppm, dan 100 ppm (Tabel 7.3). 1 gram/gal = 17,1 ppm

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan kation} &= 0,01 + 0,1 + 0,028 + 0,001 + 0,028 + 0,008 + 0,03 \\ &\quad + 0,01 + 200 + 100 \\ &= 300,206 \text{ ppm} / 17,1 \\ &= 17,5548 \text{ gram/gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang diolah} &= 21.776,10188 \text{ kg/jam} = 7.780,8893 \text{ gal/jam} \\
 \text{Kesadahan air} &= 7.780,8893 \text{ gal/jam} \times 17,5548 \text{ gram/gal} \times \\
 &24 \text{ jam/hari} \\
 &= 3.278204,2773 \text{ gr/hari} \\
 &= 3.278,2043 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 3.278,2043 \text{ kg/hari}$$

Dari Tabel 12.2, The Nalco Water Hand Book, 1992; diperoleh :

- 1) Kapasitas resin = 20 kg/ft³
- 2) Kebutuhan regenerant = 6 lb H₂SO₄/ft³ resin

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan resin} &= \frac{3.278,2043}{20} = 163,910 \text{ ft}^3/\text{hari} \\
 &= 4,6414 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi resin} = \sqrt[3]{4,6414} \text{ m}^3 = 1,668 \text{ m}$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 1 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan regenerant H}_2\text{SO}_4 &= 3.278,2043 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3} \\
 &= 983,46129 \text{ lb/jam} = 446,090 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Penukar Anion (Anion Exchanger)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroglikol dari resin. Resin yang digunakan bermerek IRA-410 (Lorch, 1981).

Perhitungan Kesadahan Anion

Air sungai mengandung anion F⁻, Cl⁻, NO₂⁻, NO₃⁻, SeO₃⁻, Cn⁻, SO masing – masing 0,001 ppm, 60 ppm, 0,028 ppm, 0,074 ppm, 0,005 ppm, 0,001 ppm, 42 ppm, dan 0,002 ppm (Tabel 7.4) 1 gr/gal = 17,1 ppm.

$$\begin{aligned}
 \text{Total kesadahan anion} &= 0,42 + 0,023 + 0,028 + 45 + 0,005 + 28 + 0,0004 + 0,01 \\
 &= 102,1110 \text{ ppm} / 17,1
 \end{aligned}$$

$$= 5,9714 \text{ gram/gal}$$

$$\text{Jumlah air diolah} = 21.776,10188 \text{ kg/jam} = 7.780,8893 \text{ gal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kesadahan air} &= 5,9714 \text{ gram/gal} \times 7.780,8893 \text{ gal/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\
 &= 1.115.107,2567 \text{ gram/hari} \\
 &= 1.115,1072 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 1.115,1072 \text{ kg/hari}$$

Dari Tabel 12.2, The Nalco Water Hand Book, 1992; diperoleh :

- 1) Kapasitas resin = 12 kg/ft
- 2) Kebutuhan regenerant = 5 lb NaOH/ft³ resin

Jadi,

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan resin} &= \frac{1.115,1072 \text{ kg/hari}}{12 \text{ kg/ft}^3} = 92,9256 \text{ ft}^3/\text{hari} \\
 &= 2,6313 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi resin} = \sqrt[3]{2,6313} \text{ m}^3 = 1,380 \text{ m}$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 1 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan regenerant NaOH} &= 1.115,1072 \text{ kg/hari} \times \frac{5 \text{ lb/ft}^3}{12 \text{ kg/ft}^3} \\
 &= 464,628 \text{ lb/hari} = 0,005377 \text{ lb/s}
 \end{aligned}$$

2. Unit Polisher

Hampir sebagian hasil kondensasi steam (80%) yang digunakan pada alat-alat proses dan pembangkit tenaga dikembalikan untuk digunakan kembali sebagai air umpan boiler (*condensate return system*). Kondensat ini biasanya akan membawa produk-produk korosi sepanjang perpipaan. Hal ini dimungkinkan karena masih terdapatnya kontaminan-kontaminan yang terdapat dalam steam kondensat maupun kemungkinan adanya kebocoran di dalam sistem air pendingin. Kontaminan dalam steam kondensat menyebabkan korosi meningkat maka kondensat ini perlu diolah sebelum digunakan sebagai umpan boiler di unit polisher untuk mengurangi atau mengambil ion-ion produk yang terbawa ke dalam kondensat.

Produk korosi sebagian besar berupa ion-ion besi (Fe) dan tembaga (Cu) maka yang digunakan untuk menukar ion-ion Fe dan Cu hardness (Ca, Mg) yang terlarut. Apabila resin telah jenuh maka diregenerasi menggunakan NaCl. Proses regenerasi resin polisher mempunyai pengaruh yang sangat penting terhadap

kualitas air yang akan diolah khususnya adanya siklus sodium. Air yang keluar dari unit polisher selanjutnya dikirim bersama air dari unit demineralisasi untuk diolah di unit deaerator (Nurhalimah, 2017).

3. Unit Dearator

Dearator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) dan kondensat bekassebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O_2 dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas di dalam Deaerator.

7.3 Kebutuhan Bahan Kimia

Kebutuhan bahan kimia pada pabrik pembuatan Dimetil Eter adalah sebagai berikut:

1. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ = 1.088 kg/jam
2. Na_2CO_3 = 0,587954 kg/jam
3. Kaporit = 0,622174 Kg/Jam
4. H_2SO_4 = 983,46129 lb/jam
5. NaOH = 464,628 lb/hari

7.4 Kebutuhan Listrik

Berdasarkan Lampiran C dan Lampiran D kebutuhan listrik diperkirakan sebagai berikut (untuk proses listrik digunakan pompa, pengaduk, conveyer):

1. Unit Proses = 200 HP
 2. Unit utilitas = 100 HP
 3. Ruang kontrol dan laboratorium = 40 HP
 4. Penerangan dan kantor = 30 HP
 5. Bengkel = 40 HP
 6. Perumahan = 85 HP
- Total kebutuhan listrik = 495 HP
 $= 495 \text{ hp} \times 0,7457 \text{ kW/ HP} = 369,1215 \text{ kW}$

Efisiensi generator 80%, maka

Daya output generator = $369,1215 / 0,8 = 461,4019$ kW

Generator digunakan sebanyak 2 buah generator diesel type AC : 400 V, 2100 kW
50 Hz, 3 phase, dimana 1 buah beroperasi dan 1 buah standby.

7.5 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar diperlukan untuk generator dan bahan bakar boiler.

Untuk bahan bakar generator

Nilai bakar solar = 19860 Btu/lb (Labban,1971)
 Densitas solar = 0,89 kg/ltr (Perry dkk,1999)
 Kebutuhan listrik = 247,0131 kW
 Daya generator = $369,1215/0,8$
 $= 461,4019 \text{ kW} \times (0,9478 \text{ Btu/det})/\text{kW} \times 3600 \text{ det/jam}$
 $= 1574340,1097 \text{ Btu/hr}$

Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan = $(1574340,1097 / 19860) \times 0,4539$
 $= 35,9569 \text{ lb/hr} / 0,89 \text{ lb/ltr}$
 $= 40,4011 \text{ ltr/hr}$

Untuk bahan bakar ketel uap

Uap yang dihasilkan ketel uap = 22776,011 lb/hr
 Panas laten steam pada 200 °C, λ = 970,76 Btu/lb (Reklaitis.G.V, 1983)
 Steam yang dibutuhkan = $22776,011 \text{ lb/hr} \times 970,76 \text{ Btu/lb}$
 $= 22.111.331,6188 \text{ Btu/hr}$

Untuk bahan Furnace 101

Panas yang dibutuhkan = 29967,8375 Btu/hr
 Efficiency = 75 %
 Panas real = 39957,1167 Btu/hr
 Jumlah bahan bakar solar = $\frac{39957,1167 \text{ Btu/hr}}{1986 \text{ Btu/lb}} \times 0,4539$
 $= 20,119 \text{ lb/hr} / 55,56 \text{ lb/ft}^3$
 $= 0,3621 \text{ ft}^3/\text{hr}$

7.6 Unit Pengolahan Limbah

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

Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Berdasarkan peraturan pemerintah nomor 82 tahun 2001 tentang pengelolaan kualitas air dan pengendalian pencemaran air menerangkan bahwa pengelolaan kualitas air dilakukan untuk menjamin kualitas air yang diinginkan sesuai peruntukannya agar tetap dalam kondisi alamiahnya. Selain itu, pengendalian pencemaran air dilakukan untuk menjamin kualitas air agar sesuai dengan baku mutu air melalui upaya pencegahan dan penanggulangan pencemaran air serta pemulihan kualitas air.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik Dimetil Eter adalah :

a. Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan oleh pabrik Dimetil Eter antara lain adalah limbah buangan sanitasi (limbah domestik dan laboratorium) dan air limbah proses, air berminyak dari alat-alat proses dan air sisa proses.

1. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.

2. Limbah domestik dan kantor

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat atau cair.

3. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan – bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang digunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Pengelolaan limbah cair hasil produksi dilakukan untuk mengeluarkan polutan atau zat berbahaya di dalam limbah agar cairan limbah yang dibuang menjadi bersih dan tidak menyebabkan pencemaran atau kerusakan lingkungan. Pengelolaan limbah cair dibagi menjadi tiga cara, yaitu pengelolaan secara fisika, pengelolaan secara kimia, dan pengelolaan secara biologi.

Pada proses pengelolaan limbah cair secara fisika, dilakukan pemisahan seluruh material kotor dalam cairan. Pemisahan tersebut dilakukan melalui tahapan pengendapan, floatasi, penyerapan, dan penyaringan. Sedangkan proses pengelolaan limbah cair secara kimia dapat dilakukan dengan menerapkan beberapa metode, yaitu metode ozonisasi, metode oksidasi, metode koagulasi, dan metode penukar ion. Penggunaan metode pengolahan secara fisika disesuaikan dengan jenis polutan yang perlu dihilangkan. Sementara itu, pada metode pengolahan secara biologi, polutan atau zat berbahaya dalam limbah diuraikan dengan memanfaatkan biota atau makhluk hidup berupa mikroorganisme.

Proses pengelolaan limbah cair secara biologi dapat dilakukan dengan tiga metode pilihan, yaitu metode pengolahan secara aerobik, metode pengolahan secara anaerobik, dan metode pengolahan secara fakultatif.

Pengelolaan limbah cair juga dapat diuraikan dengan beberapa pilihan cara, yaitu pengolahan primer, pengolahan sekunder, pengolahan tersier, pengolahan desinfeksi, serta sludge treatment atau pengolahan lumpur. Pengolahan primer, yaitu pengolahan yang dilakukan melalui proses penyaringan, pengolahan awal, pengendapan, serta pengapungan. Pengolahan ini tepat dilakukan untuk mengelola limbah cair berupa polutan minyak dan lemak. Pengolahan sekunder, yaitu pengelolaan yang dilakukan dengan memanfaatkan mikroorganisme untuk menguraikan polutan dalam limbah cair.

Perhitungan untuk sistem pengolahan limbah

Diperkirakan untuk sistem pengolahan limbah

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik :

1. Pencucian peralatan pabrik = $50 \frac{L}{jam}$
2. Limbah domestik dan kantor diperkirakan untuk tiap orang 30 galon/hari, kantor 15 galon/hari (Hammer, hal. 332,1986)

3. Untuk 234 orang karyawan, limbah dihasilkan

Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor

$$= (234 \times (15 + 30) \frac{\text{galon}}{\text{hari}} \times (3,785 \frac{\text{Liter}}{\text{galon}} (1 \text{ hari}/24 \text{ jam}))$$

$$= 1.660,668 \text{ liter/jam}$$

4. Laboratorium 15 liter/jam

5. Limbah Proses = 4952,0327 kg/jam

$$P \text{ limbah} = 930,2 \text{ kg/m}^3$$

$$= \frac{10917,3633 \text{ lb/jam}}{58,07 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 188,003 \text{ ft}^3/\text{jam} = 5323,65211 \text{ liter/jam} = 5,3236 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Total air buangan pabrik} = 50 \frac{L}{h} + 1.660,668 \frac{L}{h} + 15 \frac{L}{h} + 5323,652 \frac{L}{h}$$

$$= 7049,32 \frac{L}{h} = 7,04932 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Limbah Padat

Limbah padat dihasilkan dari proses pengolahan atau sampah dari kegiatan industri dan tempat-tempat umum. Limbah industri padat dapat berupa limbah organik maupun limbah anorganik. Buangan sisa dari hasil kegiatan industri yang tergolong ke dalam limbah padat tidak hanya sisa produksi yang benar-benar memiliki wujud padat karena lumpur atau bubur juga tergolong ke dalam jenis limbah padat. Limbah padat terdiri dari limbah organik dan non-organik.

1. limbah organik terdiri dari sisa makanan, sisa kertas, sisa karton bekas, limbah dari ranting pohon dan dedaunan.
2. Limbah non-organik terdiri dari Serpihan kaca, Serpihan besi yang tidak digunakan lagi, sisa dari botol minum, limbah dari aluminium, styroform, sisa dari logam-logam yang tidak terpakai.

Pengelolaan limbah padat hasil industri dapat dilakukan dengan berbagai pilihan cara. Cara pengelolaan limbah padat yang bersifat organik dan anorganik berbeda. Limbah organik pada umumnya akan ditimbun untuk diuraikan oleh mikroorganisme sehingga dapat membantu menjaga dan meningkatkan kesuburan tanah. Akan tetapi, penimbunan sampah organik tersebut tidak dapat dilakukan sembarangan. Perlu diterapkan metode khusus untuk mencegah pencemaran

tanah. Salah satu metode yang dapat digunakan adalah metode sanitary landfill. Penerapan metode sanitary landfill dilakukan dengan memasukkan limbah padat ke dalam lubang yang sebelumnya telah dilapisi plastik dan tanah liat yang dapat mencegah air merembes ke dalam tanah. Gas metana yang dihasilkan dari proses tersebut dapat dimanfaatkan sebagai energi listrik.

Limbah padat juga dapat dikelola dengan cara insinerasi, yaitu proses pembakaran limbah berbahan organik. Proses pengolahan ini juga dikenal sebagai pengolahan termal. Proses insinerasi akan sangat efektif untuk mengurangi material limbah dengan mengubahnya menjadi abu, partikulat, gas sisa hasil pembakaran, dan panas. Namun, biaya produksi yang tinggi menyebabkan tidak semua industri dapat memiliki alat pengolahan limbah ini.

Cara lain yang dapat dilakukan untuk mengelola limbah padat adalah melalui kegiatan daur ulang. Kegiatan daur ulang dapat dilakukan dengan memilah limbah padat bersifat anorganik, seperti kabel dan plastik, untuk dijadikan sebagai barang baru yang bermanfaat dan memiliki nilai jual cukup tinggi.

c. Limbah Gas

Limbah gas merupakan sampah hasil buangan dari kegiatan industri yang berwujud molekul gas. Molekul gas akan menjadi limbah jika memiliki jumlah yang berlebihan atau melebihi standar. Limbah ini akan menyebabkan pencemaran udara yang akan memberikan dampak buruk bagi makhluk hidup jika tidak ditangani dengan baik. Beberapa contoh limbah gas hasil industri, yaitu kebocoran gas, asap pabrik, pembakaran pabrik, kelebihan gas metana, karbon monoksida, dan hidrogen peroksida.

Limbah gas menjadi lebih berbahaya dari limbah cair dan padat karena tidak dapat dilihat secara langsung. Karena itu, pengelolaan limbah ini perlu dilakukan secara tepat agar tidak merugikan banyak pihak. Salah satu cara yang dapat dilakukan dalam proses pengelolaan limbah gas adalah dengan mengurangi jumlah gas yang dibuang melalui metode desulfurisasi menggunakan filter basah. Cara lain yang dapat dilakukan untuk mengelola limbah gas adalah dengan menerapkan metode fase gas untuk menyamarkan bau tak sedap dari gas yang

dikeluarkan. Bau tak sedap yang dikeluarkan dari limbah gas juga dapat dikurangi dengan menggunakan metode fase padat. Melalui metode ini, bau tak sedap yang berasal dari gas akan diserap dengan menggunakan adsorben padat berupa arang aktif. Selain melakukan metode pengelolaan limbah gas di atas, para pelaku industri juga perlu mengontrol dan mengurangi jumlah buangan gas dengan menggunakan bahan bakar yang lebih ramah lingkungan.

d. Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun (B3)

Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun (B3) merupakan salah satu jenis limbah industri yang memiliki kandungan berbahaya dan beracun. Limbah B3 perlu ditangani secara khusus karena memiliki kandungan zat beracun yang cukup tinggi. Pembuangan limbah B3 secara sembarangan, atau tanpa dilakukan proses pengolahan secara khusus terlebih dahulu akan menyebabkan pencemaran dan kerusakan lingkungan serta membahayakan kesehatan makhluk hidup. Beberapa contoh kegiatan industri yang menghasilkan limbah B3, yaitu industri pengolahan minyak pelumas, industri pengolahan semen, industri pengolahan bubur kertas, serta industri farmasi. (PP Nomor 22 Tahun 2021 dan PP Nomor 5 Tahun 2021, yaitu Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Nomor 6 Tahun 2021 tentang Tata Cara dan Persyaratan Pengelolaan Limbah B3)

Sebagai limbah yang jelas mengandung bahan berbahaya dan beracun, penyimpanan dan pengelolaan limbah B3 tentu sangat diperhatikan agar tidak menimbulkan dampak buruk kepada lingkungan dan makhluk hidup. Limbah B3 tidak boleh dicampur dengan jenis limbah lain. Selain itu, untuk dapat penyimpanan limbah ini, pelaku industri juga perlu mendapatkan izin dari pemerintah setempat.

Limbah B3 memiliki tiga cara yang dapat dilakukan dapat proses pengelolaannya, yaitu pengelolaan secara fisik, pengelolaan secara kimia, serta pengelolaan secara biologi. Pengelolaan secara fisik tidak hanya dilakukan dengan melakukan pemisahan komponen yang terdapat dalam limbah B3, tetapi juga melakukan pembersihan gas yang terkandung dalam limbah. Pengelolaan limbah B3 secara kimia dilakukan melalui melalui beberapa proses, yaitu solidifikasi, reduksi, absorpsi, elektrolisis, penukaran ion, sedimentasi, dan netralisasi.

Sementara itu, pengelolaan limbah B3 secara biologi dilakukan melalui metode bioremediasi dan fitoremediasi.

Dalam proses pengolahannya, kedua metode tersebut memanfaatkan bantuan makhluk hidup, seperti seperti mikroorganisme dan tumbuhan untuk menguraikan zat beracun yang terdapat dalam limbah B3. Pengelolaan secara biologi menjadi pengolahan yang paling ekonomis dibanding dengan pengelolaan fisik dan kimia.

BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

Tata letak peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian pabrik.

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan. Penentuan lokasi pabrik yang tepat tidak semudah yang diperkirakan, banyak faktor yang dapat mempengaruhi. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik.

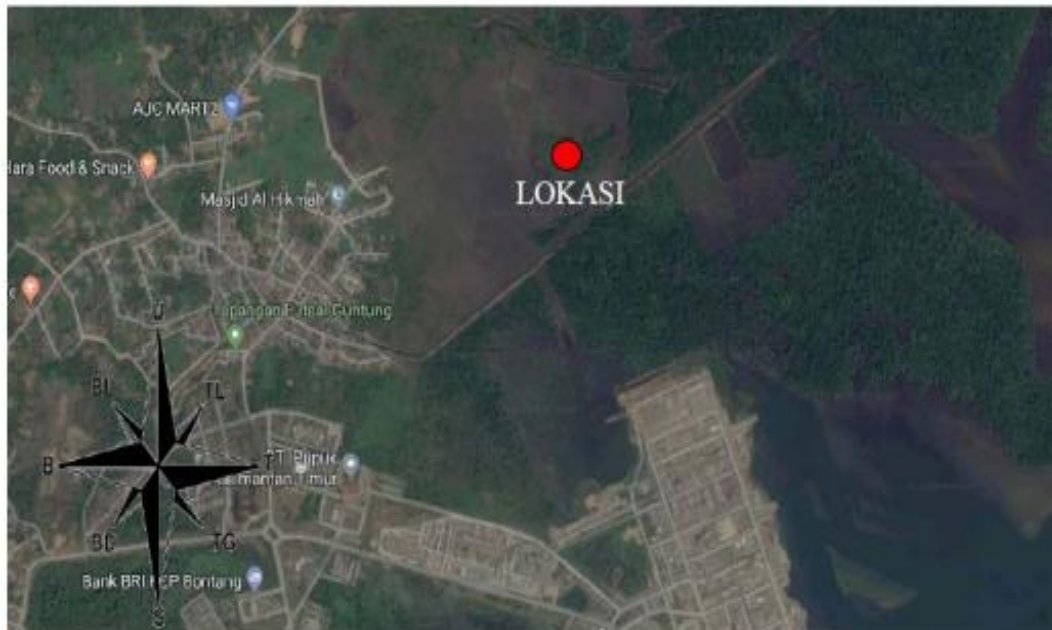
Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut:

1. Kemampuan untuk melayani konsumen.
2. Kemampuan untuk mendapatkan bahan mentah yang berkesinambungan dan harganya sampai ditempat relative murah.
3. Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan. Oleh karenanya, pemilihan tempat bagi berdirinya suatu pabrik harus memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor utama dan faktor khusus.

8.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi yaitu pertimbangan dalam mempelajari sikap dan sifat masyarakat disekitar lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka Pabrik Dimetil Eter dari metanol ini direncanakan berlokasi di Bontang Kalimantan Timur. Pemilihan lokasi ini bertujuan agar mendapat keuntungan dari segi teknis maupun ekonomis.



Gambar 8.1 Peta Lokasi Pabrik Dimetil Eter

Penentuan lokasi pabrik perlu memperhatikan beberapa faktor. Faktor-faktor yang mempengaruhinya adalah bahan baku, pemasaran, utilitas, tenaga kerja, transportasi, kebijakan pemerintah dan keadaan masyarakat.

1. Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berlokasi di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran, sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar. Bahan baku untuk memproduksi Dimetil Eter adalah metanol yang diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri. Dengan letak antara pabrik dengan bahan baku yang dekat, maka diharapkan penyediaan bahan baku dapat tercukupi dengan lancar.

2. Sumber Air

Untuk memenuhi kebutuhan air dapat diambil dari 2 sumber yaitu langsung dari sumbernya atau dari perusahaan penyediaan air. Kebutuhan air yang banyak akan sangat tidak ekonomis dan tidak efisien jika pabrik harus mengambil sumber air dari PDAM sehingga pabrik ini direncanakan akan mengambil air dari

sungai terdekat yaitu sungai Bontang dengan debit aliran 21 m³/s. Kebutuhan air ini berguna untuk proses sarana utilitas dan keperluan domestik.

3. Tenaga Listrik

Ketersediaan tenaga listrik dan bahan bakar juga sangat mempengaruhi kelangsungan pabrik yang akan didirikan. Oleh karena itu perlu dipertimbangkan kemungkinan pengadaaan tenaga listrik dengan kapasitas daya yang besar agar dapat memenuhi kebutuhan pabrik. Sumber tenaga listrik disuplai dari unit utilitas dengan sarana penunjang tenaga listrik dapat diperoleh dari PLN Bontang Kalimantan Timur. Disamping itu juga disediakan pembangkit listrik cadangan dari generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari PT Pertamina

4. Pemasaran

Pendirian pabrik Dimetil Eter ini diharapkan mampu menambah devisa negara dan menarik investor asing untuk dapat menanamkan modalnya. Rencana pemasaran ditujukan untuk memenuhi kebutuhan Dimetil Eter dalam negeri. Dimana kebutuhan Dimetil Eter akan ditujukan pada industri yang banyak membutuhkannya sebagai bahan intermediate di kawasan industri tersebut berada di daerah Bontang, Kalimantan Timur.

5. Transportasi

Transportasi diperlukan dalam menunjang pemasaran maupun penyediaan bahan baku. Ada beberapa hal yang harus diperhatikan untuk transportasi, misalnya jalan raya harus dapat dilalui oleh transportasi darat seperti mobil dan truk serta transportasi laut. Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini merupakan kawasan perluasan industri, yang telah memiliki sarana pelabuhan dan pengangkutan darat.

6. Kebijakan Pemerintah

Pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan faktor kepentingan pemerintah yang terkait didalamnya seperti kebijakan pengembangan industri, hubungan dengan pemeratan kesempatan kerja serta hasil-hasil pembangunan dan mengetahui ketentuan-ketentuan mengenai perundang-undangan yang berlaku di area setempat.

7. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dapat diperoleh dari masyarakat sekitar pabrik. Hal ini bertujuan untuk membantu pemerintah daerah setempat dalam mengurangi angka pengangguran. Pengambilan tenaga kerja dari masyarakat sekitar juga membantu meningkatkan taraf hidup mereka serta taraf hidup masyarakat daerah setempat. Daerah sekitar kawasan tersebut merupakan daerah kawasan industri sehingga akan menjadi salah satu tempat tujuan pencarian kerja.

8. Peraturan Perundang-Undangan

Peraturan perundang-undangan yang telah ditetapkan oleh daerah harus memperhatikan beberapa hal, antara lain adanya daerah industri (pengelompokan industri), bangunan, jalan, dan buangan pabrik.

9. Harga Tanah Dan Bangunan

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas, biaya harga tanah dan bangunan untuk pendirian pabrik relatif terjangkau.

10. Keadaan Masyarakat

Masyarakat di daerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik di daerahnya, selain itu masyarakat juga akan dapat mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik ini, antara lain dengan adanya lapangan kerja yang baru maupun membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik

8.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerja karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari hubungan satu sama lain, tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa, sehingga penggunaan area pabrik menjadi efisien dan kelancaran proses terjamin. Dalam penentuan tata letak pabrik haruslah dipikirkan penempatan alat-alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi.

Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

1. Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan,

Area perluasan pabrik direncanakan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak timbul dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas ataupun untuk mengolah produknya sendiri keproduk yang lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar- benar diperhatikan dalam penentuan tataletak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat- alat pengaman. Tangki penyimpanan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antar bangunan satu dengan yang lain, guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

3. Luas Area yang Tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi maka diperlukan efesiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diperalatan lain atau pun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

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

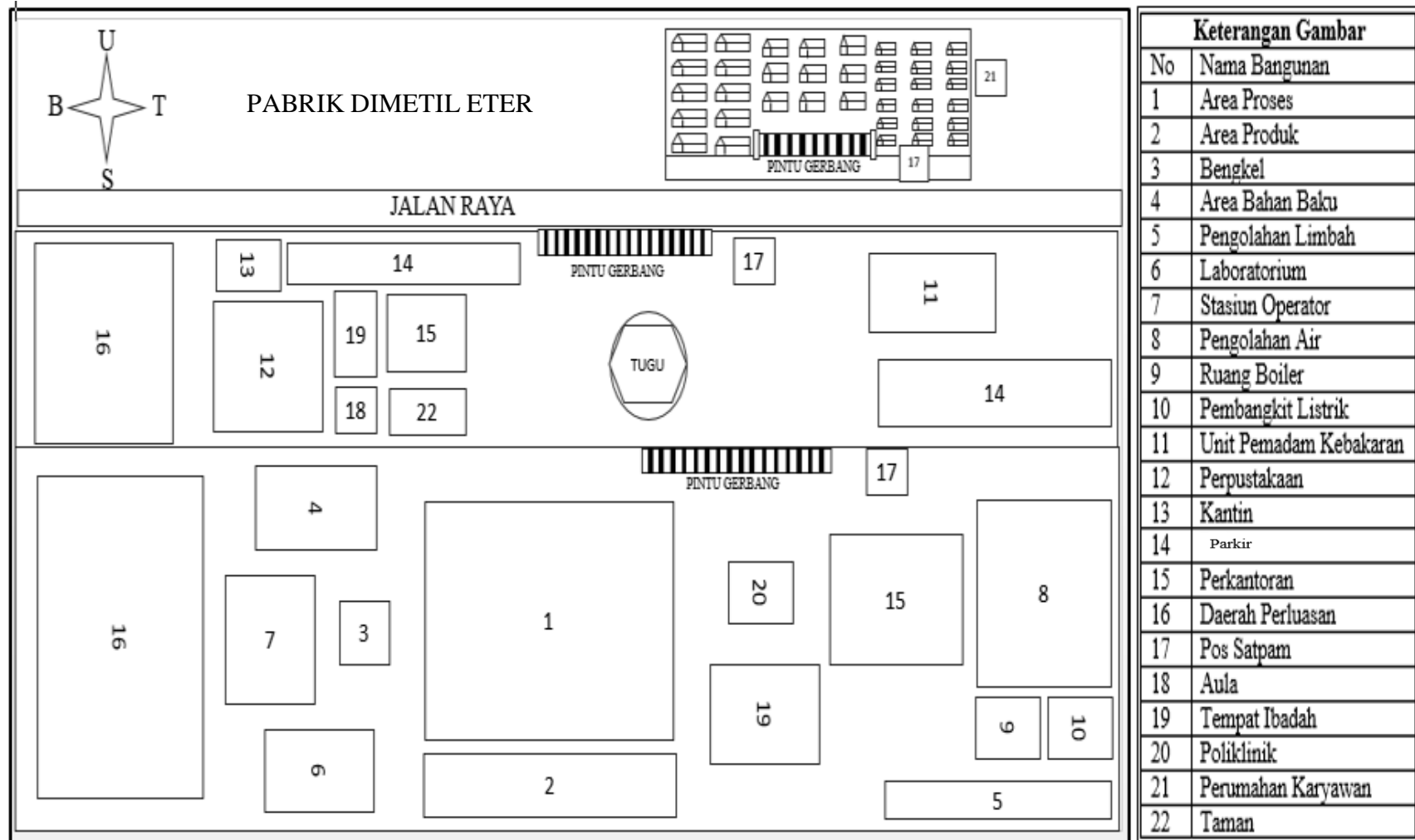
Lay-out tata letak pabrik Dimetil Eter dapat dilihat pada Gambar 8.2. Sedangkan perincian penggunaan tanah (lahan) dapat dilihat pada Tabel 8.1.

Tabel 8.1 Perincian Penggunaan Lahan

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1	Area proses	21.000
2	Area produk	1.500
3	Bengkel	500
4	Area Bahan Baku	800
5	Pengolahan Limbah	500

6	Laboratorium	500
7	Stasiun Operator	600
8	Pengolahan Air	1.500
9	Ruang Boiler	600
10	Pembangkit listrik	2.000
11	Unit Pemadam Kebakaran	1.200
12	Perpustakaan	1.500
13	Kantin	600
14	Parkir	700
15	Perkantoran	2.100
16	Daerah Perluasan	1.200
17	Pos Satpam	200
18	Aula	500
19	Tempat Ibadah	1.500
20	Poliklinik	900
21	Perumahan Karyawan/jalan	4.824/180
22	Taman/jalan	500/12
23	Jalan pabrik	10.000
Total		55.416

Luas area antara bangunan diperkirakan 10 % dari luas total = 5.541,6 m²,
 Sehingga luas areal seluruhnya adalah 55.416 + 5.541,6 = 60.957,6 m²



Gambar 8.2 Layout Pabrik Dimetil Eter

8.3 Tata Letak Peralatan Proses

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan Pabrik Asam nitrat ini adalah sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk, pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara, aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.
3. Pencahayaan, penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.
4. Lalu lintas manusia, dalam perencanaan tata letak peralatan proses perlu memperhatikan ruang gerak agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.
5. Jarak antar alat proses, untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lain.
6. Setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.

BAB IX

ORGANISASI PERUSAHAAN

9.1 Definisi Organisasi

Organisasi dan manajemen perusahaan merupakan faktor penting yang harus diperhatikan dalam sebuah perusahaan, karena hal ini akan menentukan kelangsungan dan keberhasilan suatu perusahaan. Manajemen disini dapat diartikan sebagai sebuah proses yang dilakukan untuk mewujudkan tujuan organisasi melalui rangkaian kegiatan berupa perencanaan, pengorganisasian, pengarahan dan pengendalian orang-orang serta sumber daya organisasi lainnya (Nickles, Mc hugh, 1997). Organisasi sendiri adalah suatu wadah yang terdiri dari sekelompok orang yang bekerja sama dalam struktur dan koordinasi tertentu dalam mencapai tujuan bersama (Griffin, 2002).

Manajemen sangat berhubungan erat dengan organisasi dalam menjalankan suatu perusahaan karena akan menentukan kelangsungan hidup dan keberhasilan suatu perusahaan. Apabila manajemen dan organisasi dilakukan dengan kerjasama yang baik, sumber daya serta waktu yang tersedia dimanfaatkan secara tepat untuk mencapai tujuan bersama maka akan mendapatkan hasil yang lebih maksimal, efektif dan efisien.

9.2 Bentuk Perusahaan

Perusahaan adalah setiap bentuk usaha yang bersifat terus-menerus dan yang didirikan, bekerja serta berkedudukan dalam wilayah negara republik Indonesia, untuk tujuan memperoleh keuntungan dan atau laba (Pasal 1 Undang-undang No.3 Tahun 1982 tentang Wajib Daftar Perusahaan). Sehingga perusahaan perlu memilih bentuk dan sistem manajemen organisasi yang sesuai dengan kapasitas dan tujuan perusahaan. Berdasarkan status kepemilikannya, bentuk badan usaha dapat dibedakan atas :

1. Perusahaan perorangan
2. Persekutuan Firma/Fa (*Partnership*)
3. Persekutuan Komanditer/CV (*Commanditaire Verrotschap*)

4. Perseroan Terbatas (PT)
5. Koperasi
6. Usaha Daerah
7. Perusahaan Negara

9.2.1 Pemilihan Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Dimetil Eter ini adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan bidang usahanya adalah produksi Dimetil Eter dan berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur.

Adapun dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut:

1. Mudah mendapatkan modal

Bisnis yang dijalankan dengan sistem perseroan terbatas memiliki kemudahan untuk menambahkan modal. Penambahan modal dilakukan dengan cara menerbitkan saham untuk investor.

2. Sistem kepemilikan lebih jelas

Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya bahwa sistem kepemilikan di dalam PT ditentukan oleh kepemilikan saham. Artinya pemegang saham memiliki batas tanggung jawab tergantung dari besar kecilnya saham yang dimiliki. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

3. Keputusan tertinggi ada ditangan Pemegang Saham

Pemilik modal selaku pemegang saham dapat mengambil keputusan melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk menentukan dan menetapkan anggaran dasar dalam menjalankan perusahaan termasuk mengangkat dan memberhentikan pengurus. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang berpengalaman.

4. Perseroan Terbatas sebagai Badan Hukum

Perseroan Terbatas lebih menjaga keamanan dalam melakukan kegiatan usaha di Indonesia. Hal ini karena anggaran dasar perusahaan mulai dari pendirian perusahaan, perubahan, penggabungan perusahaan (*merger*), pengalihan serta pembubaran perusahaan diatur secara hukum sesuai dengan Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas dan Peraturan lain yang terkait. Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

5. Usaha patungan dengan pihak asing

Pengusaha berencana mendirikan sebuah perusahaan dalam rangka penanaman modal asing (PMA), yakni usaha patungan antara pemilik modal Indonesia dengan pemilik modal asing, dimana salah satu atau lebih pemilik modal asing menjadi pemegang saham perusahaan. Setiap perusahaan yang didirikan dalam rangka Penanaman Modal Asing (PMA) harus berbentuk Perseroan Terbatas.

Bentuk badan usaha Prarancangan Pabrik Pembuatan Asam Nitrat yang direncanakan adalah perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) Perseroan Terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta peraturan pelaksanaannya (Rusdji, 1999).

Syarat-syarat pendirian Perseroan Terbatas adalah:

1. Didirikan oleh dua orang perseroan atau badan hukum.
2. Didirikan dengan akta otentik, yaitu dihadapan notaries.
3. Modal dasar perseroan, yaitu paling sedikit 20 juta rupiah serta paling sedikit 25% dari modal dasar harus telah ditempatkan dan telah disetor.

Prosedur pendirian Perseroan Terbatas adalah:

1. Pembuatan akta pendirian dihadapan notaries.
2. Pengesahan oleh Menteri Kehakiman.

3. Pendaftaran Perseroan.
4. Pengumuman dalam tambahan berita negara.

9.3 Pengertian Struktur Organisasi

Salah satu faktor penting yang menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi. Dimana hal ini berhubungan dengan komunikasi yang baik dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Struktur organisasi adalah petunjuk susunan hubungan fungsi atau posisi kerja, juga dapat menunjukkan hirarki organisasi dan sistem pertanggung jawaban atasan kebawahan dan sebaliknya (Zamani, 1998).

Struktur organisasi digunakan untuk menunjukkan pembagian tugas kerja serta kerangka hubungan antara SDM (sumber daya manusia) dalam sebuah organisasi sehingga dapat berkomunikasi secara efektif dan efisien. Selain itu, struktur organisasi juga menjadi indikator wilayah pertanggung jawaban tiap jabatan kerja yang juga pembimbing untuk memahami jangkauan kerja tiap SDM dalam organisasi sehingga seluruh anggota organisasi tersebut dapat berfokus pada deskripsi pekerjaan dan tanggung jawab kerja tiap SDM. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
- c. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi
- d. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
- e. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
- f. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
- g. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
- h. Adanya koordinasi
- i. Struktur organisasi disusun sederhana
- j. Pola dasar organisasi harus relative permanen
- k. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
- l. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya

- m. Penempatan orang harus sesuai keahliannya

9.3.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi adalah susunan berbagai komponen atau unit-unit kerja dalam sebuah organisasi. Dengan adanya struktur organisasi kegiatan yang berbeda bisa dikoordinasikan dengan baik sehingga aktivitas di dalam perusahaan bisa berjalan secara efisien dan efektif. Struktur organisasi penting bagi perusahaan agar para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan demi tercapainya keselarasan dan keselamatan kerja antar karyawan. Dengan demikian, struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing individu dalam perusahaan agar tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Ada beberapa macam struktur organisasi antara lain sebagai berikut:

1. Organisasi Lini (*Line Organization*)

Organisasi Lini ditetapkan oleh Henry Fayol, dalam tipe organisasi ini terdapat wewenang, kekuasaan yang menghubungkan langsung secara vertikal dari atasan ke bawah.

a. Ciri-ciri Organisasi Lini

1. Organisasi relatif kecil.
2. Struktur organisasi sederhana.
3. Hubungan antara atasan dengan bawahan masih bersifat langsung melalui garis wewenang terpendek.
4. Pemilik modal atau perusahaan biasanya menjadi pimpinan tertinggi.
5. Tingkat spesialisasi tidak terlalu tinggi.
6. Masing-masing kepala unit mempunyai wewenang dan tanggung jawab penuh atas segala bidang pekerjaan yang ada di dalam unitnya.

b. Kelebihan Organisasi Lini

1. Kesatuan pimpinan dan azas kesatuan komando tetap dipertahankan sepenuhnya.
2. Garis komando dan pengendalian tugas tidak mungkin terjadi kesimpang siuran karena pimpinan langsung berhubungan dengan karyawan.
3. Proses pengambilan keputusan, kebijaksanaan dan intruksi-intruksi berjalan cepat.
4. Pengawasan melekat secara ketat terhadap kegiatan-kegiatan karyawan dapat dilaksanakan.
5. Kedisiplinan dan semangat kerja karyawan umumnya naik.
6. Koordinasi relatif mudah dilaksanakan.

c. Kekurangan Organisasi Lini

1. Tujuan pribadi pucuk pimpinan dan tujuan organisasi seringkali tidak dapat dibedakan.
2. Adanya kecenderungan pucuk pimpinan bertindak secara otoriter/diktator.
3. Maju mundurnya organisasi bergantung kepada kecakapan pucuk pimpinan, karena wewenang menetapkan keputusan, kebijakan dan pengendalian dipegang sendiri.
4. Organisasi secara keseluruhan terlalu bergantung pada satu orang.
5. Kaderisasi dan pengembangan bawahan kurang mendapatkan perhatian, karena mereka tidak diikutsertakan dalam perencanaan, pengambilan keputusan dan pengendalian.
6. Rencana, keputusan, kebijaksanaan dan pengendalian relatif kurang baik, karena adanya keterbatasan manusia.

2. Organisasi Lini dan Staf (*Line and Staff Organization*)

Organisasi Lini dan Staf merupakan kombinasi antara Organisasi Lini dan Organisasi Fungsional. Pemberian wewenang berlangsung secara vertikal dari pimpinan tertinggi kepada pimpinan di bawahnya. Pimpinan tertinggi tetap

sepenuhnya berhak menetapkan keputusan, kebijaksanaan dan merealisasikan tujuan perusahaan, kelancaran tugas pimpinan akan dibantu oleh para staf, dimana staf untuk memberikan bantuan seperti saran, data, informasi dan pelayanan yang dibutuhkan kepada pimpinan, yang selanjutnya akan digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menetapkan keputusan dan kebijaksanaan guna membantu mencapai tujuan perusahaan.

a. Ciri-ciri Organisasi Lini dan Staf

1. Pucuk pimpinan hanya satu orang dan dibantu oleh para staf.
2. Terdapat dua wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staf.
3. Kesatuan perintah tetap diperintahkan, setiap atasan mempunyai bawahan tertentu dan setiap bawahannya hanya mempunyai seorang atasan langsung.
4. Organisasi relatif besar, karyawan banyak dan pekerjaan kompleks.
5. Hubungan antara atasan dengan bawahan tidak bersifat langsung.
6. Pimpinan dan para karyawan tidak semuanya saling mengenal.

b. Kelebihan Organisasi Lini dan Staf

1. Asas kesatuan pimpinan tetap dipertahankan, sebab pimpinan tetap berada dalam satu tangan saja.
2. Adanya dua wewenang yaitu wewenang lini dan wewenang staf.
3. Adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas antara pimpinan, staf dan pelaksana.
4. Koordinasi relatif mudah dilaksanakan karena sudah ada pembagian tugas yang jelas.
5. Pimpinan mempunyai bawahan tertentu sedang bawahan hanya mempunyai seorang atasan tertentu saja.
6. Bawahan hanya mendapat perintah dan memberikan tanggung jawab kepada seorang atasan tertentu saja.
7. Pelaksanaan tugas-tugas pimpinan relatif lebih lancar, karena mendapat bantuan data, informasi, saran-saran dan pemikiran stafnya.
8. Fleksibel dan luwes, karena dapat diterapkan pada organisasi besar

maupun kecil, organisasi perusahaan maupun organisasi sosial.

9. Kedisiplinan dan moral karyawan tinggi, karena tugas-tugasnya sesuai dengan keahliannya.
10. Bakat karyawan yang berbeda-beda dapat dikembangkan, karena mereka bekerja sesuai dengan kecakapan dan keahliannya.
11. Perintah dan pertanggung jawaban melalui garis vertikal terpendek.

c. Kekurangan Organisasi Lini dan Staf

1. Kelompok pelaksana sering bingung untuk membedakan perintah atau bantuan nasihat.
2. Solidaritas dari esprit de corp karyawan kurang, karena tidak saling mengenal.
3. Persaingan kurang sehat sering terjadi, sebab setiap unit atau bagian menganggap tugas-tugasnyalah yang terpenting.

3. Organisasi Fungsional

Bentuk Organisasi Fungsional diciptakan oleh F.W Taylor, bentuk organisasi ini disusun berdasarkan sifat dan macam pekerjaan yang harus dilakukan. Pada tipe organisasi ini, masalah pembagian kerja mendapat perhatian yang sangat sungguh sungguh, pembagian kerja didasarkan pada "spesialisasi" yang sangat mendalam dan setiap pejabat hanya mengerjakan suatu tugas atau pekerjaan sesuai dengan spesialisasinya.

a. Ciri-ciri Organisasi Fungsional

1. Pembagian tugas secara tegas dan jelas dapat dibedakan.
2. Bawahan akan menerima perintah dari beberapa orang atasan.
3. Penempatan pejabat berdasarkan spesialisasinya.
4. Koordinasi menyeluruh biasanya hanya diperlukan pada tingkat atas.
5. Terdapat dua kelompok wewenang, yaitu lini dan fungsional.

b. Kelebihan Organisasi Fungsional

1. Spesialisai karyawan dapat dikembangkan secara optimal.
2. Adanya spesialisasi dapat diperoleh seoptimal mungkin.
3. Para karyawan akan terampil dibidangnya masing-masing.
4. Efisiensi dan produktivitas dapat ditingkatkan.
5. Solidaritas, moral dan kedisiplinan karyawan yang mengerjakan yang sama tinggi.
6. Direktur utama tugasnya ringan, karena para direkturturnya adalah spesialis dibidangnya masing-masing.

c. Kekurangan Organisasi Fungsional

1. Karyawan sering bingung karena mendapat perintah dari beberapa atasan.
2. Pekerjaan kadang-kadang sangat membosankan karyawan.
3. Para karyawan sulit mengadakan alih tugas akibat spesialisasi yang mendalam, kecuali mengikuti pelatihan terlebih dahulu.
4. Karyawan terlalu mementingkanbidangnya atau spesialisasinya, sehingga koordinasi secara menyeluruh sulit dilakukan.
5. Sering terjadi solidaritas kelompok yang berlebihan sehingga dapat menimbulkan pengkotak-kotakan ikatan karyawan yang sempit.

4. Organisasi Fungsional dan Staf

Bentuk organisasi ini merupakan kombinasi dari bentuk Organisasi Fungsional dan bentuk Organisasi Garis dan Staf.

a. Ciri-ciri Organisasi Fungsional dan Staf

1. Karyawan bertanggung jawab kepada atasan.
2. Fungsionalisasi tidak harus dilakukan mengingat adanya staf ahli.
3. Digunakan oleh organisasi besar dengan susunan organisasi kompleks.
4. Pembagian tugas yang jelas dari pimpinan kepada staf.
5. Pelaksanaan yang baik sehingga mudah mencapai tujuan.

b. Kelebihan Organisasi Fungsional dan Staf

1. Digunakan organisasi besar, kompleks, dan pembidangan tugas jelas.
2. Spesialisasi maksimal, keputusan sehat karena ada staf ahli.
3. Digunakan tenaga ahli sesuai fungsinya.

c. Kekurangan Organisasi Fungsional dan Staf

1. Perlunya pengorganisasian tenaga ahli pada bidang-bidang tertentu.
2. Perintah yang berjalan dengan baik dan lancar dari atas kebawah sedangkan tanggung jawab dan saran bergerak dari bawah keatas.

9.3.2 Pemilihan Bentuk Organisasi

Bentuk organisasi yang diterapkan dalam Prarancangan Pabrik Asam Nitrat ini adalah bentuk Organisasi Garis dan Staf, mengingat pabrik ini merupakan perusahaan besar yang mempunyai ruang lingkup serta karyawan yang banyak sehingga membutuhkan staf ahli sebagai pemberi saran dalam bidangnya kepada pimpinan perusahaan.

Adapun menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk organisasi garis dan staf adalah sebagai berikut:

1. Hanya ada seorang pimpinan sehingga tidak akan terjadi kesimpangsiuran dalam menerimadan menjalankan tugas.
2. Terdapat kesatuan dalam sistem kerja sehingga menjamin disiplin kerja.
3. Para karyawan merupakan tenaga ahli dalam bidang yang dipimpinnya.
4. Tidak dikenal adanya sistem birokrasi.

Bentuk organisasi garis dan staf masing-masing jabatan mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda sesuai dengan bidangnya. Ada dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf yaitu:

1. Staf yaitu Orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dan berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.
2. Garis yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

Bentuk Organisasi Garis dan Staf memiliki kelebihan antara lain:

1. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
2. Dapat menghasilkan keputusan logis karena adanya pegawai yang ahli.
3. Lebih mudah dalam pelaksanaan pengawasan dan pertanggung jawaban.
4. Cocok untuk perubahan yang cepat.
5. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.

9.4 Tugas dan Wewenang

Secara khusus badan usaha Perseroan Terbatas (PT) diatur dalam Undang undang No. 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), yang secara efektif berlaku sejak tanggal 16 Agustus 2007. Adapun tugas dan wewenang dari organ-organ PT adalah:

9.4.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS ini dilakukan satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris dan direktur perusahaan. Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi.
- c. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan.
- d. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan.
- e. Mengesahkan hasil-hasil serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan.

9.4.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas dari pemilik saham sehingga dewan komisaris bertanggung jawab kepada pemilik saham. Dewan komisaris diangkat dan diberhentikan oleh pemegang saham yang diputuskan dalam rapat umum. Adapun tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

1. Mengawasi kerja para direktur.
2. Membantu direktur utama dalam menyelesaikan tugas-tugas yang penting.
3. Menilai program dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan, target perusahaan, lokasi sumber dana dan pengarahannya.

9.4.3 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris. Direktur Utama berperan sebagai penanggung jawab terhadap seluruh kebijaksanaan perusahaan serta membawahi direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum. Tugas dan wewenang direktur utama diantaranya:

1. Mempertanggung jawabkan segala kebijaksanaan perusahaan kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga hubungan dan stabilitas organisasi perusahaan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
4. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Dalam melaksanakan tugasnya direktur utama dibantu oleh sekretaris, staff ahli, direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum:

1. Sekretaris

Sekretaris perusahaan bertanggung jawab langsung kepada direktur utama, sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat dalam perusahaan, menangani kearsipan, untuk membantu direktur utama dalam

menangani masalah administrasi perusahaan. Tugas utama sekretaris perusahaan adalah memastikan kelancaran hubungan antar perseroan dengan pemangku kepentingan serta dipenuhinya ketentuan peraturan perundang-undangan yang berlaku. Tugas dan wewenang sekretaris meliputi:

1. Bertindak sebagai representasi perseroan (direksi) sebatas kewenangan yang diberikan.
2. Membuat kajian berbagai laporan terbaru dari analisis pasar modal, melakukan analisis kualitatif dan kuantitatif atas kinerja perusahaan.
3. Mengikuti perkembangan pasar modal khususnya peraturan-peraturan yang berlaku di bidang pasar modal.
4. Memberikan pelayanan informasi atas setiap informasi yang menyangkut hal-hal yang perlu diketahui masyarakat.
5. Memberikan masukan kepada direksi untuk mematuhi peraturan yang berhubungan dengan pasar modal.
6. Sebagai penghubung atau contact person antara perusahaan dengan Bapepam dan masyarakat.

2. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur utama dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing.

Tugas dan wewenang staff ahli meliputi:

1. Memberi masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberi saran-saran dalam bidang hukum.

3. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi adalah yang membantu direktur utama untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi. Tugas dan wewenang direktur teknik dan produksi adalah:

1. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya.
2. Mengkoordinasi, mengatur, mengawasi dan mengarahkan kegiatan bagian teknik dan produksi.

Dalam menjalankan tugasnya direktur teknik dan produksi dibantu oleh 2 kepala bagian yaitu kepala bagian teknik dan kepala bagian produksi.

1) Kepala Bagian Teknik

Tugas dan wewenangnya adalah bertanggung jawab atas bidang keteknikan agar proses produksi berjalan lancar. Kepala bagian teknik dibantu oleh beberapa kepala seksi yaitu:

a. Kepala seksi pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan antara lain:

- a) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- b) Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

b. Kepala seksi utilitas

Tugas seksi utilitas antara lain:

- a) Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air dan tenaga listrik.
- b) Mengawasi sistem penanganan limbah.

c. Kepala seksi keselamatan dan kesehatan kerja

Tugas seksi keselamatan dan kesehatan kerja antara lain:

- a) Mengatur, menyediakan dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja.
- b) Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

2) Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenang kepala bagian produksi adalah pengaturan dan wewenang jalannya proses dari bahan baku sampai produk serta sarana yang berhubungan dengan proses. Kepala bagian produksi dibantu oleh beberapa kepala seksi yaitu:

a. Kepala Seksi Proses

Tugas seksi proses antara lain:

- a) Mengawasi jalannya proses produksi.
- b) Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh seksi yang berwenang.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas seksi pengendalian antara lain:

- a) Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja.
- b) Mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas seksi laboratorium antara lain:

- a) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- b) Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
- c) Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
- d) Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

d. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas seksi penelitian dan pengembangan antara lain:

- a) Menyelenggarakan penelitian dan pengkajian serta menyiapkan rekomendasi perizinan di bidang penelitian serta ilmu pengetahuan dan teknologi.
- b) Menyelenggarakan fasilitasi pelaksanaan kegiatan pengembangan dan penerapan Ilmu Pengetahuan dan Teknologi (IPTEK).
- c) Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

4. Direktur Keuangan dan Umum

Fungsi utama direktur keuangan adalah memeriksa, dan mengendalikan dana perusahaan. Direktur keuangan adalah yang bertugas untuk mencari dan menyimpan dana yang dimiliki oleh perusahaan. Fungsi direktur umum adalah mengelola dan memberdayakan sumber daya manusia dan sarana pendukung lainnya sehingga tercapai kinerja bidang umum yang optimal.

Tugas dan wewenang direktur keuangan dan umum adalah:

- 1) Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, pemasaran dan pelayanan umum.
- 2) Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Dalam menjalankan tugasnya direktur keuangan dan umum dibantu oleh 3 kepala bagian yaitu kepala bagian keuangan, kepala bagian pemasaran dan kepala bagian umum.

1) Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam pengelolaan keuangan, anggaran, administrasi perusahaan, serta pengeluaran sesuai dengan anggaran perusahaan. Kepala Bagian keuangan membawahi:

a. Kepala Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi antara lain:

- a) Menyediakan sarana administrasi dan kebutuhan dana.
- b) Menyediakan fasilitas kebutuhan SDM sesuai hak.
- c) Terkendalinya dokumen administrasi dan keuangan.

2) Kepala bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi:

a. Kepala Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain:

- a) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan

perusahaan.

- b) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahandan alat dari gedung.

b. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain:

- a) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- b) Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

3) Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi:

a. Kepala Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain:

- a) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemerosan waktu dan biaya.
- b) Megusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- c) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dalam kesejahteraan karyawan.

b. Kepala Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas seksi humas antara lain:

- a) Menganalisa informasi/opini masyarakat dan konsumen dalam kepuasan produk.
- b) Mengelola komunikasi internal dan eksternal di lingkungan perusahaan.
- c) Menyiapkan hal yang berhubungan dengan publikasi.
- d) Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar.

c. Kepala Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain:

- a) Menjaga semu bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b) Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.
- c) Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

9.5 Sistem Kerja

Pabrik Asam Nitrat ini direncanakan akan beroperasi kontinyu selama 24 jam kerja perhari atau 330 hari pertahun, sisa harinya akan digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down. Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di kantor total jam kerja 40 jam dalam seminggu. Berdasarkan pengaturan jam kerja karyawan dapat digolongkan menjadi 2 golongan yaitu:

9.5.1 Karyawan *Non-Shift*

Yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian administrasi, bagian gudang dan lain-lain. Karyawan *non-shift* yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi dan bawahan yang berada di kantor. Hari sabtu dan minggu serta hari besarlainnya dimanfaatkan sebagai hari libur sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Perincian jam kerja *non-shift* adalah sebagai berikut:

- a. Senin-Kamis
 - Pukul 07.00-12.00 WIB Waktu kerja
 - Pukul 12.00-13.00 WIB Waktu Istirahat
 - Pukul 13.00-16.00 WIB Waktu Kerja
- b. Jum'at
 - Pukul 07.00-12.00 WIB Waktu kerja
 - Pukul 12.00-13.30 WIB Waktu Istirahat
 - Pukul 13.30-16.30 WIB Waktu Kerja

9.5.2 Karyawan Shift

Karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* antara lain karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian daribagian teknis, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan jam kerjasebagai berikut:

- Shift* pagi jam 07.00-16.00
- Shift* siang jam 16.00-24.00
- Shift* malam jam 24.00-07.00

Hari minggu dan hari libur lainnya karyawan *shift* tetap bekerja seeperti biasa. Karyawan *shift* terbagi dalam 4 regu dan dalam sehari terdapat 3 regu bekerja dan 1 regu libur dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal kerja tiap regu ditunjukkan pada tabel 9.1 berikut:

Tabel 9.1 Pembagian Kerja Shift Tiap Regu

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	A	A	A	L	C	C	C	L	B	B	B	L	A	A
2	B	B	L	A	A	A	L	C	C	C	L	B	B	B
3	C	L	B	B	B	L	A	A	A	L	C	C	C	L
4	L	C	C	C	L	B	B	B	L	A	A	A	L	C

Keterangan:

A = Pagi B = Siang
C = Malam L = Libur

Jadi untuk kelompok kerja shift pada hari ke 13, jam kerja shift kembali seperti hari pertama, maka waktu siklus selama 13 hari. Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi olehfaktor kedisiplinan karyawannya, sehingga seluruh karyawan diberlakukan absensi dan dimana absensi digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar mengembangkan karir karyawan dalam perusahaan.

9.6 Perincian Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Padaprancangan Pabrik Dimetil Eter proses yang dilakukan terbagi kedalam empat tahap yaitu persiapan bahan baku, tahap reaksi I (reaktor I), tahap pemurnian(distilasi), dan tahap penanganan produk.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= 100.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 303,0303 \text{ ton/hari}\end{aligned}$$

Jumlah karyawan tiap proses:

$$\begin{aligned}M &= 20,6 (P)^{0,25} \\ &= 20,6 (303,0303)^{0,25} \\ &= 85,9485 \\ &= 86 \text{ orang jam/hari tahapan proses}\end{aligned}$$

Karena jumlah proses keseluruhan dibagi menjadi tahap, maka:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah karyawan proses} &= 4 \text{ tahapan proses} \times 86 \text{ orang jam/hari} \\ \text{tahapan proses} &= 344 \text{ orang jam/hari}\end{aligned}$$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah karyawan tiap shift} &= 288 \text{ orang jam/hari} = \frac{344 \text{ orang jam/hari}}{8 \text{ jam/hari}} \\ &= 43 \text{ orang/shift}\end{aligned}$$

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja + 1 shift libur maka:

$$\begin{aligned}\text{Karyawan proses} &= 43 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ shift} \\ &= 172 \text{ orang}\end{aligned}$$

Asumsi karyawan non proses = 62 orang

$$\begin{aligned}\text{Total jumlah karyawan} &= 62 \text{ orang} + 172 \text{ orang} \\ &= 234 \text{ Orang}\end{aligned}$$

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 9.2 Jumlah Karyawan dan Jabatan

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Dewan Komisaris	1	Dewan Komisaris
Direktur Utama	1	Teknik Kimia/Teknik
Staf ahli	3	Teknik Kimia
Sekretaris	5	Kesekretariatan
Direktur Teknik dan Produksi	1	Teknik Kimia/Teknik
Direktur Keuangan dan Umum	1	Teknik Kimia/Akuntansi
Kepala Bagian Teknik	1	Teknik Mesin/Elektro
Kepala Bagian Produksi	1	Teknik Kimia
Kepala Bagian Keuangan	1	Ekonomi/Akuntansi
Kepala Bagian Pemasaran	1	Ekonomi Manajemen
Kepala bagian Umum	1	Ekonomi/Hukum
Kepala Seksi Proses	1	Teknik Mesin (S1)
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Teknik Kimia/Kimia Murni
Kepala Seksi Lab dan PP	1	Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas	1	Teknik Mesin/Elektro
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Teknik Mesin
Kepala Seksi Pemasaran	1	Ekonomi manajemen
Kepala Seksi pembelian	1	Ekonomi manajemen
Kepala Seksi Personalis	1	Hukum
Kepala Seksi Humas	1	Fisip
Kepala Seksi Keamanan	1	SMU/Sederajat
Kepala Seksi Adminstrasi	1	Ekonomi Manajemen
Karyawan Proses	26	SMU/Sederajat
Karyawan Produksi	52	SMK/Politeknik
Karyawan Teknik	20	SMK/Politeknik
Karyawan Utilitas	12	SMU/Sederajat

Karyawan Umum dan Keuangan	10	SMU/Sederajat
Karyawan Laboratorium	6	SMU/Sederajat
Karyawan Administrasi	6	SMU/Sederajat
Karyawan Bengkel	12	SMU/Sederajat
Karyawan Gudang	8	SMU/Sederajat
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	10	SMU/Sederajat
Dokter	1	Kedokteran
Perawat	2	Keperawatan
Petugas Keamanan	24	SMU/Sederajat
Petugas Kebersihan	12	SMP/Sederajat
Supir	5	SMP/Sederajat
Jumlah	234	

Adapun perincian gaji karyawan yang direncanakan pada pabrik Dimetil eter yang diambil dari Upah Minimum Kota (UMK) di Jawa timur Kabupaten Gresik tahun 2023 yaitu sebesar Rp. 3.419.108

Tabel 9.3 Daftar Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Orang	Total Gaji
1	Dewan Komisaris	1	30.000.000	30.000.000
2	Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000
3	Staf ahli	3	15.000.000	45.000.000
4	Sekretaris	5	5.000.000	25.000.000
5	Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000	20.000.000
6	Direktur keuangan dan umum	1	20.000.000	20.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	12.000.000	12.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	12.000.000	12.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	12.000.000	12.000.000
11	Kepala Bagian Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
12	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
13	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
14	Kepala Seksi Lab dan PP	1	10.000.000	10.000.000

15	Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
16	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	10.000.000	10.000.000
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
18	Kepala Seksi pembelian	1	10.000.000	10.000.000
19	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000
20	Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	10.000.000
21	Kepala Seksi Keamanan	1	8.000.000	8.000.000
22	Kepala Seksi Administrasi	1	8.000.000	8.000.000
23	Karyawan Proses	26	5.000.000	130.000.000
24	Karyawan Produksi	52	5.000.000	260.000.000
25	Karyawan Teknik	20	5.000.000	100.000.000
26	Karyawan Utilitas	12	5.000.000	60.000.000
27	Karyawan Umum dan Keuangan	10	5.000.000	50.000.000
28	Karyawan Laboratorium	6	4.800.000	28.800.000
29	Karyawan Administrasi	6	4.800.000	28.800.000
30	Karyawan Bengkel	12	4.600.000	55.200.000
31	Karyawan Gudang	8	4.500.000	36.000.000
32	Karyawan Pembelian dan Pemasaran	10	4.500.000	45.000.000
33	Dokter	1	7.000.000	7.000.000
34	Perawat	2	4.700.000	9.400.000
35	Petugas Keamanan	24	4.500.000	108.000.000
36	Petugas Kebersihan	12	4.500.000	54.000.000
37	Supir	5	4.500.000	22.500.000
	Jumlah	234		1.187.700.000

9.7 Kesejahteraan Tenaga Kerja

Salah satu faktor yang mempengaruhi dalam meningkatkan efektivitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan bagi karyawan. Kesejahteraan karyawan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Gaji pokok berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b. Tunjangan lembur berdasarkan jabatan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

3. Cuti
 - a. Cuti tahunan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
 - c. Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
4. Pengobatan
 - a. pengobatan karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
 - b. Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerjadiluar berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
5. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawan nya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp 1.000.000 perbulan.

BAB X

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan dalam mengontrol jalannya suatu proses dan dapat dikendalikan sesuai keinginan. Keselamatan kerja juga perlu diperhatikan demi mencegah kerugian nyawa, materi, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

10.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah suatu alat yang dipakai dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Dalam suatu pabrik kimia, penggunaan instrumen merupakan suatu hal yang sangat penting karena adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien, sehingga kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (error) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal (Perry, 1999).

Adapun tujuan terperinci dari alat-alat instrumentasi (pengendalian) adalah sebagai berikut:

1. Menjaga keamanan dan keselamatan kerja

Keamanan dalam operasi suatu pabrik kimia merupakan kebutuhan primer untuk orang-orang yang bekerja di pabrik dan untuk kelangsungan perusahaan. Untuk menjaga terjaminnya keamanan, berbagai kondisi operasi pabrik seperti tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia, dan lain sebagainya harus dijaga tetap pada batas-batas tertentu yang diizinkan.

2. Memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan

Pabrik harus menghasilkan produk dengan jumlah tertentu (sesuai kapasitas desain) dengan kualitas tertentu sesuai spesifikasi. Sehingga dibutuhkan sistem pengendali untuk menjaga produksi dan kualitas produk yang diinginkan.

3. Menjaga peralatan proses agar sesuai yang diinginkan dalam desain

Peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi produksi memiliki kendala-kendala operasional tertentu yang harus dipenuhi. Pada Pompa harus dipertahankan NPSH, temperatur dan tekanan pada Reaktor harus dijaga agar tetap beroperasi aman dan konversi menjadi produk optimal, Tangki tidak boleh flooding atau kering dan masih banyak kendala-kendala yang harus diperhatikan.

4. Menjaga agar operasi pabrik tetap ekonomis

Operasi pabrik bertujuan untuk menghasilkan produk dari bahan baku yang memberi keuntungan yang maksimal, sehingga pabrik harus dijalankan pada kondisi dimana biaya operasi minimum dan laba yang diperoleh maksimum.

5. Memenuhi persyaratan lingkungan

Operasi pabrik harus memenuhi berbagai peraturan lingkungan yang memberikan syarat-syarat tertentu bagi berbagai buangan pabrik kimia. Menurut sifatnya konsep dasar pengendalian proses ada dua jenis yaitu:

a. Pengendalian secara manual

Sistem pengendalian sangat ekonomis karena tidak membutuhkan begitu banyak instrumentasi dan instalasinya, namun berpotensi tidak praktis dan tidak aman karena sebagai pengendalinya adalah manusia yang tidak lepas dari kesalahan.

b. Pengendalian secara otomatis

Pengendalian secara otomatis menggunakan instrumentasi sebagai pengendali proses, namun manusia masih terlihat sebagai otak pengendali. Banyak pekerjaan manusia dalam pengendalian secara manual diambil alih

oleh instrumentasi sehingga membuat sistem pengendalian ini sangat praktis dan menguntungkan.

Adapun alat-alat kontrol yang diperlukan dalam perancangan pabrik adalah sebagai berikut:

1. *Indicator*

Mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

2. *Controller*

Mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

3. *Recorder*

Menunjukkan dan mencatat secara kontinyu kondisi operasi pada harga yang telah ditentukan.

10.1.1 Tujuan Sistem Instrumentasi

Adapun tujuan dari pemasangan instrumentasi pada alat proses pabrik adalah sebagai berikut:

1. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman.
2. Mengatur laju produksi dalam batas yang telah direncanakan.
3. Kualitas produk lebih terjaga dan terjamin.
4. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat.
5. Mengetahui kondisi berbahaya secara dini melalui alarm peringatan.
6. Efisiensi kerja alat dan akan lebih meningkat.

10.1.2 Faktor-Faktor dalam Pemilihan Sistem Instrumentasi

Adapun faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi pada alat proses pabrik adalah:

1. Jenis instrumentasi
2. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
3. Ketelitian yang diperlukan

4. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses
5. Faktor ekonomi

Pada perancangan pabrik Dimetil Eter, instrumentasi yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual dan secara otomatis. Hal ini disesuaikan dengan sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja. Akan tetapi instrumentasi yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan alat kontrol secara manual. Namun tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

10.1.3 Elemen-elemen Sistem Kontrol

Sistem kontrol terdiri dari unit pembentuk yang disebut elemen sistem. Elemen-elemen ini terdiri dari komponen-komponen antara lain.

1. *Sensing element/Primary element*
2. *Element* pengukur
3. *Element* pengontrol
4. *Element* proses pendingin

10.1.4 Instrumentasi Alat pada Prarancangan Pabrik Dimetil Eter

Adapun alat instrumen yang digunakan pada perancangan pabrik Dimetil Eter adalah sebagai berikut:

1. *Temperatur Controller (TC)*

Temperatur Controller berfungsi untuk mengontrol suhu yang menerima sensor suhu seperti termokopel atau RTD sebagai masukan. Kemudian membandingkan suhu sebenarnya untuk kontrol suhu yang diinginkan atau *set point* dan menyediakan output untuk mengontrol *element*. Apabila nilai tersebut lebih atau kurang dari nilai *set point*, maka secara otomatis TC akan memberikan perintah pada pengontrol akhir sesuai dengan kondisi *set point*.

2. *Flow Controller (FC)*

Flow Controller dipasang pada alat yang nantinya dapat mengendalikan laju alir fluida dengan mengubah sinyal output dari alat yang menyebabkan fluida mengalir dalam sistem perpipaan.

3. *Pressure Controller (PC)*

Pressure Controller adalah katup yang mengatur tekanan dalam sirkuit melalui sinyal dengan mengembalikan semua atau sebagian apabila tekanan pada sirkuit mencapai setting pressure, agar proses beroperasi pada tekanan konstan.

4. *Level controller (LC)*

Level controller adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar. Selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan.

10.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang perlu diperhatikan karena menyangkut karyawan dan juga menyangkut lingkungan serta masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan dan kesehatan kerja adalah suatu ilmu pengetahuan dan penerapan guna mencegah kemungkinan terjadinya kecelakaan dari penyakit yang disebabkan oleh pekerjaan dan lingkungan kerja. Menurut *America Society of Safety and Engineering (ASSE)*. K3 diartikan sebagai bidang kegiatan yang ditujukan untuk mencegah semua jenis kecelakaan yang ada kaitannya dengan lingkungan dan situasi kerja.

Keselamatan dan kesehatan kerja dalam penerapannya secara langsung di lapangan berhubungan erat dengan adanya kebijakan khusus manajemen yang berkenaan dengan proses produksi yang digunakan, khususnya yang berhubungan dengan identifikasi dan pengontrolan terhadap kemungkinan bahaya yang timbul.

Tujuan dari keselamatan kerja berdasarkan undang-undang keselamatan Kerja No. 1 tahun 1970 pasal 3 adalah:

1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan
2. Mencegah, mengurangi dan memadamkan kebakaran
3. Mencegah dan mengurangi bahaya peledakan
4. Memberi kesempatan atau jalan menyelamatkan diri pada waktu kebakaran atau kejadian-kejadian lain yang berbahaya
5. Memberi pertolongan pada kecelakaan
6. Memberi alat-alat pelindung diri pada para pekerja
7. Mencegah dan mengendalikan timbul atau menyebar luasnya suhu, kelembaban, debu, kotoran, asap, uap, gas, hembusan angin, cuaca, sinar radiasi, suara dan getaran
8. Mencegah dan mengendalikan timbulnya penyakit akibat kerja baik fisik maupun psikis, peracunan, infeksi dan penularan
9. Memperoleh penerangan yang cukup dan sesuai
10. Menyelenggarakan suhu dan lembab udara yang baik
11. Menyelenggarakan penyegaran udara yang cukup
12. Memelihara kebersihan, kesehatan dan ketertiban
13. Memperoleh keserasian antara tenaga kerja, alat kerja, lingkungan, cara dan proses kerjanya
14. Mengamankan dan memperlancar pengangkutan orang, binatang, tanaman atau barang
15. Mengamankan dan memelihara segala jenis bangunan
16. Mengamankan dan memperlancar pekerjaan bongkar muat, perlakuan dan penyimpanan barang
17. Mencegah terkena aliran listrik yang berbahaya

10.2.1 Penyebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Kemungkinan terjadinya kecelakaan akibat kurang terjaganya keselamatan kerja lebih tinggi daripada yang lainnya. Sekitar dua dari tiga kecelakaan terjadi akibat orang jatuh, terpeleset, tergelincir, tertimpa balok dan

kejatuhan benda di tempat kerja. Suma'mur (1987) mengatakan bahwa 85% dari sebab-sebab kecelakaan adalah faktor manusia. Bagian mesin, pesawat, alat kerja, bahan, proses, tempat dan lingkungan kerja mungkin rusak oleh kecelakaan. Akibat dari itu, terjadilah kekacauan organisasi dalam proses produksi. Orang yang ditimpa kecelakaan mengeluh dan menderita, sedangkan keluarga dan kawan-kawan sekerja akan bersedih hati. Kecelakaan tidak jarang mengakibatkan luka-luka, terjadinya kelainan tubuh bahkan kematian. Kecelakaan adalah kejadian yang timbul tiba-tiba, tidak diduga dan tidak diharapkan. Setiap kecelakaan baik di industri, di bengkel atau di tempat lainya pasti ada sebabnya. Secara umum terdapat dua hal pokok yang menyebabkan kecelakaan kerja yaitu:

- a. Tindakan manusia tidak memenuhi keselamatan (*unsafe human acts*)
- b. Keadaan-keadaan lingkungan yang tidak aman (*unsafe conditions*)

Tasliman (1993) juga sependapat dengan Suma'mur bahwa kecelakaan dapat terjadi dengan sebab-sebab tertentu yaitu:

- a. Kesalahan manusia misalnya kebodohan atau ketidaktahuan, kemampuan keterampilan yang tidak memadai, tidak konsentrasi pada waktu bekerja, salah pendeder atas salah langkah, bekerja sembrono tanpa mengingat resiko, bekerja tanpa alat pelindung, mengambil resiko untung-untungan dan bekerja dengan senda gurau.
- b. Kondisi yang tidak aman, misalnya tempat kerja yang tidak memenuhi syarat keselamatan kerja, kondisi mesin yang berbahaya (*machinery hazards*), kondisi tidak aman pada pemindahan barang-barang serta alat-alat tangan yang kondisinya tidak aman.

Menurut Bernet N.B. Silalahi dan Rumondang (1985) secara spesifik mengatakan bahwa tiga sebab mengapa seorang karyawan melakukan kegiatan tidak selamat adalah:

- a. Yang bersangkutan tidak mengetahui tata cara yang aman atau perbuatan-perbuatan yang berbahaya
- b. Yang bersangkutan tidak mampu memenuhi persyaratan kerja sehingga terjadilah tindakan dibawah standar.

- c. Yang bersangkutan mengetahui seluruh peraturan dan persyaratan kerja, tetapi dia enggan memenuhinya.

10.2.2 Pengenalan Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja

Secara umum ada 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian padaperancangan pabrik Asam Nitrat ini.

1. Bahaya Kebakaran dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan terjadi hubungan singkat (*korsleting*) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, serta kebakaran yang diakibatkan percikan api pada alat proses seperti heater.

2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat.

3. Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia

Mengingat pabrik menggunakan bahan baku Isopropil Alkohol yang mungkin akan lolos ke udara serta lingkungan sekitar maka untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain.

10.2.3 Pencegahan Macam-macam Bahaya pada Lokasi Kerja

Perlakuan ini diterapkan pada pencegahan sebelum bahaya atau masalah itu terjadi. Maka dilakukan prediksi peninjauan terlebih dahulu terhadap bahaya yang mungkin muncul dalam pabrik.

1. Mencegah atau Mengurangi Terjadinya Kebakaran

Cara mencegah atau mengurangi terjadinya kebakaran adalah sebagai berikut:

- a. Pemasangan pipa air melingkar (*water hydrant*) diseluruh areal pabrik.
- b. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau pada setiap tempat yang rawan ledakan dan kebakaran, terutama disekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
- c. Pengaturan tangki bahan bakar dengan jarak cukup jauh dari tempat yang mudahmenimbulkan kebakaran.
- d. Menggunakan isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi, seperti penggunaan penghalang atau pagar.
- e. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas. Membuat rambu-rambu, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures* (SOP) pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

2. Mengurangi Terjadinya Bahaya Mekanik

Cara mengurangi terjadinya bahaya mekanik adalah sebagai berikut:

- a. Perencanaan slot harus sesuai dengan prosedur serta ketentuan standarisasi keamanan yang berlaku seperti, pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat der design biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.
- b. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
- c. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi namasesuai isi pipa.

3. Pencegahan Terhadap Bahaya Listrik

Cara pencegahan terhadap bahaya listrik adalah sebagai berikut:

- a. Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekering atau pemutus hubungan arus listrik secara otomatis lainnya.
- b. Sistem perkabelan listrik harus dipasang secara terpadu dengan tata letak pabrik, jika ada perbaikan dapat dilakukan dengan mudah.
- c. Memasang tanda bahaya yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi.
- d. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang beroperasi pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus.
- e. Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan.

4. Menerapkan Nilai-nilai Disiplin bagi Karyawan

Cara menerapkan nilai-nilai disiplin bagi karyawan adalah sebagai berikut:

- a. Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang diberikan dan mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang diberikan.
- b. Setiap kecelakaan kerja segera dilaporkan ke atasan.
- c. Setiap karyawan harus saling mengingatkan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
- d. Setiap ketentuan dan peraturan harus dipatuhi.

5. Penyediaan poliklinik di lokasi pabrik

Poliklinik disediakan untuk tempat pengobatan akibat terjadinya kecelakaan secara tiba-tiba, misalnya menghirup gas beracun, patah tulang, luka terbakar, pingsan dan lain sebagainya. Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh karyawan operator proses hingga karyawan administrasi. Perusahaan diharuskan mengadakan pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru sehingga sosialisasi K3 lebih efektif tercipta dilingkungan kerja. Pelatihan

atau penyuluhan K3 disesuaikan pada bagian mana karyawan bekerja. Pada karyawan operator proses, wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi mulai tangki bahan baku sampai tangki produk, sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut serta cara penyusunan kemasan produk, selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (*World Health Organization*) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.

Untuk mencegah kecelakaan kerja maka diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerjaseperti pada Tabel 10.1 berikut:

Tabel 10.1 Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Asam Nitrat

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Gudang dan bagian proses
2.	Helm	Gudang dan bagian proses
3.	Sarung tangan	Gudang dan bagian proses
4.	Sarung karet	Gudang dan bagian proses
5.	Pemadam kebakaran	Semua unit

Keselamatan kerja dalam proses produksi juga dapat ditingkatkan dengan gambil langkah-langkah sebagai berikut:

1. Karyawan tidak diperbolehkan untuk merokok dan minum minuman berakohol pada saat jam kerja.
2. Karyawan tidak diperbolehkan untuk membawa serta meminum air kecuali dari keran minum yang telah disediakan.
3. Setiap ruang gerak harus aman dan tidak licin.
4. Jarak antara mesin-mesin dan peralatan lainnya harus cukup luas.
5. Disediakan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran (*assembly point*).
6. Karyawan tidak diperbolehkan untuk menangani peralatan yang rusak maupun sambungan-sambungan listrik sebelum memberikan laporan pada pengawas kontrol.

10.2.4 Keselamatan Kerja pada Pabrik Dimetil Eter

Usaha untuk mencegah kecelakaan kerja yang mungkin terjadi dalam pabrik Dimetil Eter ini meliputi pencegahan terhadap kebakaran dan peledakan, kesehatan, keselamatan kerja terhadap pabrik, peralatan pelindungan diri, kesadaran dan pengetahuan yang memadai bagi karyawan.

1. Pencegahan Terhadap Kebakaran dan Peledakan

Bahan bakar yang mudah terbakar dan meledak atau bahan yang menimbulkan pencemaran udara harus disimpan pada tempat yang aman dan harus terkontrol secara teratur. Sistem peralatan seperti bejana atau tangki harus memiliki *man-hole* dan *hand-hole* untuk pemeriksaan peralatan. Melengkapi setiap ruangan dengan pemadaman kebakaran seperti *fire hydrant*, *gas detector* dan *fire roam monitor*.

Langkah-langkah yang perlu diperhatikan dalam pencegahan bahaya kebakaran antara lain:

- a. Menghindari kemungkinan terjadinya hubungan arus pendek pada jaringan instalasi listrik,serta bahaya akibat sambungan seperti petir.
- b. Menghindari benturan logam yang dapat menimbulkan percikan api.
- c. Memasang alarm atau tanda bahaya kebakaran.
- d. Memasang alat-alat pemadam kebakaran disekitar daerah rawan terhadap bahaya kebakaran.
- e. Bagi petugas, pekerja maupun pengunjung tidak dibenarkan merokok, membawa korek api ke tempat berbahaya yang dapat menyebabkan terjadinya kebakaran.

2. Pencegahan Terhadap Gangguan Kesehatan

Setiap karyawan diwajibkan memakai pakaian kerja selama berada di lokasi pabrik. Dalam menangani bahan-bahan kimia yang dapat mengganggu kesehatan, diharuskan ditempatkan pada tangki yang tertutup dan letaknya harus strategis dan menyediakan poliklinik yang memadai di lokasi pabrik.

3. Keselamatan Kerja Terhadap Pabrik

Usaha-usaha yang dapat dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja terhadap listrik antara lain:

- a. Memasang sekering pemutus arus listrik otomatis pada setiap instalasi dan peralatan listrik dan merancang secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga K3 dan kemudahan jika dilakukan perbaikan.
- b. Memasang tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi.
- c. Menempatkan motor-motor listrik pada tempat yang tidak mengganggu lalulintas pekerja.
- d. Mengisolasi kawat hantaran listrik yang sesuai dengan keperluan. Khususnya kabel listrik yang berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi.
- e. Memasang penangkal petir yang dibumikan pada setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi.

4. Peralatan Perlindungan Diri

Selama berada didalam lokasi pabrik disediakan peralatan dan perlengkapan perlindungan diri yang wajib dipakai oleh karyawan dan setiap orang yang memasuki pabrik. Adapun peralatan perlindungan diri ini meliputi pakaian kerja, masker, sarung tangan dan sepatu pengaman khusus bagi karyawan yang bekerja berhubungan dengan bahan kimia misalnya pekerja di laboratorium.

5. Kesadaran dan Pengetahuan yang Memadai bagi Karyawan

Salah satu faktor yang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain:

- a. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan.
- b. Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan

memberikan sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin.

- c. Membekali karyawan dengan keterampilan menggunakan peralatan secara benar dan cara-cara mengatasi kecelakaan kerja.

Untuk mencapai keselamatan kerja yang tinggi, maka ditambahkan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan yaitu:

- a. Mengikuti pedoman-pedoman yang sesuai dalam bertugas.
- b. Mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang ada.
- c. Memiliki keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada.
- d. Melaporkan dengan segera setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan pada atasan.
- e. Saling mengingatkan antara karyawan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
- f. Mengontrol secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas *maintenance*.

6. Keselamatan Terhadap Mekanis

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- a. Konstruksi harus mendapatkan perhatian yang cukup tinggi.
- b. Pemasangan alat-alat control yang baik yang sesuai serta pengamanan.
- c. Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor lain.
- d. Alat-alat yang dipasang dengan penahan yang cukup kuat, untuk mencegah kemungkinan jatuh dan terguling.
- e. Peralatan yang berbahaya, seperti reaktor bertekanan tinggi, harus diberi pagar pengaman.
- f. Ruang gerak karyawan harus cukup lapang dan tidak menghambat.

10.2.5 Potensi Bahaya diPabrik Dimetil Eter

Secara umum berdasarkan potensi bahaya yang berkaitan dengan industri kimia dapat dikelompokkan menjadi bahaya kimia, bahaya fisik dan bahaya biologi. Ada beberapa potensi bahaya paling tinggi di pabrik Dimetil Eter yaitu, Bahan Mudah Terbakar, Bahan Beracun, Bahan Pencemar Lingkungan, Bahaya Panas dan Bahaya Tekanan.

1. Bahan Mudah Terbakar

Bahan yang mudah terbakar dan meledak pada pabrik ini adalah metanol. Bahan ini harus disimpan pada tempat yang aman dan harus terkontrol secara teratur. Sistem peralatan seperti bejana atau tangki harus memiliki man-hole dan hand-hole untuk pemeriksaan peralatan.

2. Bahan Beracun

Bahan yang beracun pada pabrik dimetil eter adalah metanol karena bahan tersebut bersifat toxic bagi tubuh sehingga berbahaya bagi kesehatan manusia.

3. Bahan Pencemar Lingkungan

Kebocoran bahan kimia, tumpahnya bahan kimia bahkan pengolahan limbah yang kurang tepat adalah faktor umum terjadinya pencemaran lingkungan. Langkah pertama yang harus diikuti adalah membuat daftar bahan kimia berbahaya yang digunakan di lokasi pabrik dengan melihat *Material Safety Data Sheet* (MSDS) untuk mengidentifikasi dan mengenali pengendalian bahayapada bahan kimia.

Di pabrik Dimetil eter alat heater dan reaktor beroperasi dengan temperatur tinggi, dimana panas alat tersebut langsung ke lingkungan sehingga mengakibatkan terjadinya radiasi maupun kebakaran pada pabrik

4. Bahaya Tekanan

Fluida bertekanan tinggi akan mengakibatkan ledakan pada pabrik. Pabrik Dimetil Eter yangberpotensi terjadinya ledakan adalah pada alat reaktor (R 101).

10.3 Instrumentasi Alat pada Pabrik Dimetil Eter

Jenis-jenis instrumentasi yang sering digunakan adalah *temperature*

controller, pressurecontroller, flow controller, level controller.

1. *Temperature controller* (TC) adalah instrumen pengatur suhu atau pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal pneumatik untuk mengatur suhu pada alat. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur laju alir pemanas maupun laju alir pendingin. Alat yang menggunakan *temperatur control* adalah *heater* (Heat-101), *heater* (Heat-102), *heater* (Heat-103), *reaktor* (R-101), *reaktor* (R-102), *cooler* (Cool-101), *cooler* (Cool-102), *cooler* (Cool-103) dan KO Drum (KO-100).
2. *Pressure controller* (PC), pengukuran tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah vapor atau gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi. Alat yang menggunakan *pressure control* (PC) adalah Pompa (Pump-101), *reaktor* (R-101), *reaktor* (R-102), Absorber (AB-100) dan KO-Drum (KO-100).
3. *Flow controller* (FC), adalah instrumen yang digunakan untuk mengukur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya. Pengukuran aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengubah output dari alat yang menyebabkan fluida mengalir dalam sistem pipa. Alat yang menggunakan *flow control* (FC) adalah *compressor* (Comp-101) *compressor* (Comp-102), *compressor* (Comp-103) *compressor* (Comp-104) dan Absorber (AB-100).
4. *Level controller* (LC) adalah instrumentasi yang dipakai untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar. Alat yang menggunakan *level control* (LC) adalah tangki produk (T-101) dan KO Drum (KO-101).

Instrumentasi yang digunakan pada alat-alat proses dapat dilihat pada Tabel 10.2 yaitu sebagai berikut:

Tabel 10.2 Instrumentasi alat-alat proses pabrik Dimetil Eter

No.	Nama Alat	Jenis Instrumen	Keterangan
1.	Tangki	<i>Level Controller (LC)</i>	Mengontrol tinggi cairan dalam tangki agar tidak terjadi <i>fooding</i> dan memberi informasi tinggi cairan di dalam tangki.
2.	<i>Heater</i>	<i>Temperature Controller (TC)</i>	Mengontrol suhu keluaran <i>heater</i> .
3.	<i>Cooler</i>	<i>Temperature Controller (TC)</i>	Mengontrol suhu keluaran <i>cooler</i> .
4.	<i>Compressor</i>	<i>Flow Controller (FC)</i>	Mengontrol laju alir fluida masukan reaktor.
5.	Pompa	<i>Pressure Controller (PC)</i>	Mengontrol tekanan fluida cair dalam pipa.
6.	Reaktor	<i>Temperature Controller (TC)</i>	Mengontrol suhu 250°C.
		<i>Pressure Controller (PC)</i>	Mengontrol tekanan 6 atm dalam reaktor.
7.	Distilasi	<i>Level Controller (LC)</i>	Mengontrol tinggi cairan di dalam separator.

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Kelayakan suatu pabrik selain mempertimbangkan faktor teknis juga harus ditinjau dari segi ekonomis, apakah menguntungkan atau tidak. Untuk hal tersebut perlu dilakukan perhitungan atau analisa ekonomi terhadap pabrik tersebut. Faktor-faktor yang harus diperhatikan adalah laju pengembalian modal dan titik impas produksi (*Break Event Point*).

11.1 Modal yang Ditanamkan (*Capital Investment*)

Capital investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan pada masa star-up sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. *Capital investment* terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (*Working Capital Investment*).

Perhitungan *capital investment* yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode *study estimate*, dimana *capital investment* dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, diperoleh *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Dimetil Eter sebesar Rp.600.743.448.219 Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40 % dan modal sendiri 60 %.

11.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)

Biaya produksi yaitu biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat dibagi menjadi dua bagian yaitu *Manufacturing Cost* dan *General Expanses*. *Manufacturing Cost* yaitu biaya yang berhubungan dengan produksi langsung, biaya tetap dan biaya *overhead*. *General expanses* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi, distribusi, dan penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya.

11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

Analisa keuntungan (profitabilitas) dapat dilakukan dengan metode *Cash Flow*. Analisa laba dan rugi meliputi :

- a) Laba kotor dan laba bersih
- b) Laju pengembalian modal (*Internal Rate Of Return*)
- c) Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- d) Titik impas (*Break Event Point*)

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan ril.

1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:
 - a. Tahun ke-1 = 80 %
 - b. Tahun ke-2 = 90 %
 - c. Tahun ke-3 hingga ke-18 = 100%
 - d. Tahun ke-19 = 90 %
 - e. Tahun ke-20 = 80 %
2. Bunga pinjaman sebesar 12 % per tahun
3. Masa konstruksi pabrik dan bangunan 2 tahun
4. Pengambilan pinjaman direncanakan dalam jangka waktu 10 tahun setelah pabrik beroperasi
5. Pajak penghasilan 25 % per tahun

11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak penghasilan disebut laba bersih.

11.3.2 *Internal Rate Of Return* (IRR)

Internal Rate Of Return adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. *Internal Rate of return* (IRR) dapat

digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositokan di bank, maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, bahwa pada pabrik Dimetil Eter ini di peroleh IRR-nya 29,90 % .

11.3.3 *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. *Pay out time* untuk industri-industri kimia biasanya 2 sampai 5 tahun (Coulson, 1989). Untuk pabrik Dimetil Eter yang direncanakan ini diperoleh POT selama 2 tahun 8 bulan.

11.3.4 *Break Event Point (BEP)*

Break Event Point adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar 38 %.

11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada lampiran F adalah sebagai berikut :

- | | |
|---|----------------------|
| 1. Fixed Capital Investment | = Rp 510.631.930.986 |
| 2. Working Capital Investment | = Rp 90.111.517.233 |
| 3. Total Capital Investment | = Rp 600.743.448.219 |
| 4. Total Biaya Produksi | = Rp 234.619.477.414 |
| 5. Hasil Penjualan | = Rp 600.000.000.000 |
| 6. Laba Kotor | = Rp 365.380.522.586 |
| 7. Laba Bersih | = Rp 274.035.391.939 |
| 8. Perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada lampiran F | |

BAB XII

KESIMPULAN

Hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Dimetil Eter dari metanol dengan kapasitas 100.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Kapasitas produksi Dimetil Eter 100.000 ton/tahun menggunakan bahan baku metanol sebanyak : 18.334,6048 kg/jam.
2. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 234 orang.
3. Lokasi pabrik direncanakan di daerah hilir Kecamatan Bontang, Kalimantan Timur karena berbagai pertimbangan antara lain kemudahan mendapatkan bahan baku, daerah pemasaran, sarana transportasi yang mudah dan cepat.
4. Analisa ekonomi:

Fixed Capital Investment	= Rp 510.631.930.986
Working Capital Investment	= Rp 90.111.517.233
Total Capital Investment	= Rp 600.743.448.219
Total Biaya Produksi	= Rp 234.619.477.414
Hasil Penjualan	= Rp 600.000.000.000
Laba Kotor	= Rp 365.380.522.586
Laba Bersih	= Rp 274.035.391.939
<i>Break Event Point (BEP)</i>	= 38 %
<i>Pay Out Time (POT)</i>	= 2,8 tahun
<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	= 29,90 %
5. Berdasarkan data-data diatas dapat disimpulkan Prarancangan Pabrik Dimetil Eter dari Metanol layak untuk didirikan dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistika, 2021. BPS Indonesia www.bps.com: Jakarta
- Badan Pusat Statistik (BPS). 2017. www.bps.go.id. Diakses pada 28 Oktober 2020
- Brown, G.G. 1950. *Unit Operation*. New York : John Willey & Sons.
- Brownell, L.E., dan Young, E.H., 1959. “*Process Equipment Design*”, Willy Eastern Limited, New Delhi.
- Coulson, J.M. Richardson, Sinnott, R.K. 1983. *Chemical Engineering Volume 6 (SI Units) Design*. Oxford: Pergamon Press.
- Dogra, S.K. and Dogra, S. 1990. *Kimia Fisika dan Soal-soal*. Jakarta : Penerbit Universitas Indonesia.
- Felder, Richard M. and Rousseau, Ronald W. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Fogler, S. 1992. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition. New Jersey: Prentice Hall, Inc.
- Geankopolis, Christie J., 1983. “*Transport Process, Momentum, Heat and Mass*”, Allyn dan Bacon, Boston.
- Ismail, Syarifuddin. 1996. *Alat Industri Kimia*, Cetakan Ketiga. Palembang: Penerbit Unsri. ISBN 979-587-168-4.
- Kawamura. 1991. *An Integrated Calculation of Wastewater Engeneering*. John Willey and Sons. Inc. New York.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill International Edition.
- Kirk-Othmer, 1967. “*Encyclopedia Of Chemical Engineering*”, Edisi Kedua, Dursion Of John Willey dan Sons, New York.
- Levenspiel, Octave. 1973. *Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- McCabe, W.L. Smith, J.C. Harriot, P. 1994. *Operasi Teknik Kimia*, Jilid 1, Edisi Keempat. Jakarta: Penerbit Erlangga.
- Metcalf dan Eddy, 1991. *Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse*. McGraw-HillBook Company, New Delhi.
- Perry, R.H. and Green, D. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th Edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.

- Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering, 4th Edition*. New York : Mc Graw Hill International Book Co.
- Pusat Informasi Makanan Dan Kesehatan. 2012. *Sentra Informasi Keracunan Nasional*. Badan POM RI.
- Smith, J.M. 1981. *Chemical Engineering Kinetics, 3rd Edition*. New York: McGrawHill Book Co.
- Smith, J.M. Ness, Van H.C. and Abbott, M.M. 2002. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Treybal, R.E. 1981. *Mass Transfer Operations, 3rd Edition*. Rhode Island: McGrawHill Book Company.
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- US Patent No. 7,151,194 B2. Ueno et all. 2006. *Method for Production of Dhimetyl Ether*. Diakses padaSMaret 2019 dari <http://www.uspto.gov/>
- US Patent No. 7,109,372. Hyogo et all. 2006. *Method for Production of Dhimetyl Ether*. Diakses pada Maret 2019 dari <http://www.uspto.gov/>
- Vilbrandt, C, and Charles, E.D. 1959. *Chemical Engineering Plant Design 4th Edition*. Tokyo : McGrawHill.
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. USA : Butterworth Publishers.
- Weissermel, Klaus. 1997. *Industrial Organic Chemistry*. Germany: VCH Publishers, Inc.
- www.alibaba.com. *Dhmetyl Ether, Methanol, Amonia*. Diakses pada tanggal : Maret 2019.
- www.matche.com. *Chemical Equipment Price*. Diakses pada tanggal : Mei 2019.
- www.Puslit2.petra.ac.id. Ejournal. Itenas.Artikel. Diakses pada tanggal: Mei 2019
- Kirk Othmer, 1952, *Encyclopedia Of Chemical Technology*, Volume 13
- US Patent, Guo et al. 2013. “*Process for Producing Dimethyl Ether From Methanol*”, Patent No: 8541630B2, United States

LAMPIRAN A

NERACA MASSA

A.1 Neraca Massa

Berikut merupakan spesifikasi dari masing masing bahan baku yang digunakan dalam rancangan pabrik dimetil eter:

Tabel A.1 Spesifikasi Bahan baku dan produk

Komponen	Komposisi (%)	Berat Molekul (kg/kmol)
Bahan Baku		
1. Metanol CH ₃ OH	99,8%	32,04
2. Air H ₂ O	0,2%	18,02
Produk		
1. Dimetil Eter CH ₃ OCH ₃	99,8 %	46,06
2. Air H ₂ O	0,2 %	18,02

Perhitungan neraca massa pada pra-rancangan pabrik dimetil eter dari metanol sebagai berikut:

Kapasitas produksi = 100.000 Ton/Tahun

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Satuan operasi = kg/jam

Waktu Operasi = 24 Jam

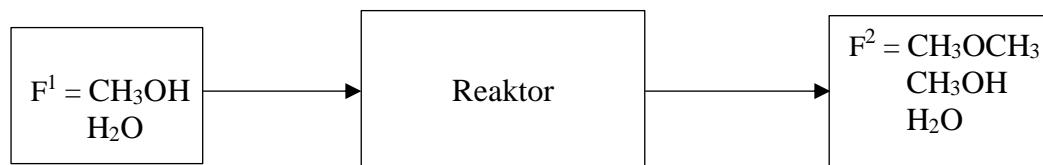
Waktu kerja pertahun = 330 hari

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 100.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 12.626.2626 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol Produk} &= \frac{\text{Kapasitas produksi perjam}}{\text{BM rata-rata produk}} \\
 &= \frac{12.626,2626 \text{ kg/jam}}{46,06 \text{ kg/mol}} \\
 &= 274,1264 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

A.2 Fixed Bed Reactor (PFR-001)

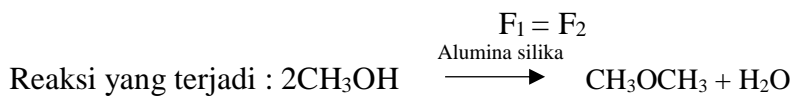
Fixed Bed Reactor (PFR-001) berfungsi mereaksikan metanol menghasilkan dimetil eter.

$$\begin{aligned}
 \text{Konversi} &= 96 \% \\
 \text{Kemurnian Produk} &= 99,8 \% \\
 \text{Basis} &= 12626,2626 \text{ kg/jam} \\
 &= 274,1264 \text{ kmol/ jam}
 \end{aligned}$$



Gambar A.1 Reaktor (PFR-001)

Massa masuk = Massa keluar



Persamaan Neraca Massa

Laju Alir (F^1):

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CH}_3\text{OH} &= \text{Koefisien Produk} \times \frac{\text{Mol Produk}}{\text{Konversi}} \\
 &= 2 \times \frac{274,1264 \text{ kmol/jam}}{96 \%} \\
 &= 571,0967 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{571,0967 \text{ kmol/jam}}{99,8 \%} \\
 &= 572,2411 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CH}_3\text{OH} &= 572,2411 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\
 &= 18.334,6048 \text{ kg/jam} \\
 \text{Impuritis H}_2\text{O } 0,2\% & \\
 572,2411 \text{ kmol/jam} + 0,2\% T &= T \\
 T (1 - 0,2\%) &= 572,2411 \text{ kmol/jam} \\
 T (0,998) &= 572,2411 \text{ kmol/jam} \\
 T &= \frac{572,2411 \text{ kmol/jam}}{0,998} \\
 T &= 573,3878 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O} &= 573,3878 \text{ kmol/jam} - 572,2411 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1,1467 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 1,1467 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/kmol} \\
 &= 20,6635 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total laju alir } F^1 &= 18.334,6048 \text{ kg/jam} + 20,6635 \text{ kg/jam} \\
 &= 18.355,2683 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Laju alir (F²):**Alur F² Produk:**

- $\text{Mol CH}_3\text{OCH}_3 \text{ (terbentuk)} = 274,1264 \text{ kmol/jam}$
 $\text{Massa CH}_3\text{OCH}_3 \text{ (terbentuk)} = 274,1264 \text{ kmol/jam} \times 46,06 \text{ kg/jam}$
 $= 12.626,2620 \text{ kg/jam}$
- $\text{Mol H}_2\text{O (terbentuk)} = 274,1264 \text{ kmol/jam} + 1,1467 \text{ kmol/jam}$
 $= 275,2731 \text{ kmol/jam}$
 $\text{Massa H}_2\text{O (terbentuk)} = 275,2731 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/kmol}$
 $= 4.960,4212 \text{ kg/jam}$
- $\text{Mol CH}_3\text{OH (sisa)} = \text{Mol Masuk} - \text{Mol Bereaksi}$
 $= 572,2411 \text{ kmol/jam} - 548,2528 \text{ kmol/jam}$

$$\begin{aligned}
 &= 23,9883 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CH}_3\text{OH (sis)} &= 23,9883 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\
 &= 768,5851 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total laju alir F}^2 &= 12.626,2620 \text{ kg/jam} + 4.960,4212 \text{ kg/jam} \\
 &\quad + 768,5851 \text{ kg/jam} \\
 &= 18.355,2683 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Fraksi Massa Komponen

$$\begin{aligned}
 X \text{ CH}_3\text{OCH}_3 &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OCH}_3}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{12.626,2620 \text{ kg/jam}}{18.355,2683 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,6879
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 X \text{ H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{4.960,4212 \text{ kg/jam}}{18.355,2683 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,2703
 \end{aligned}$$

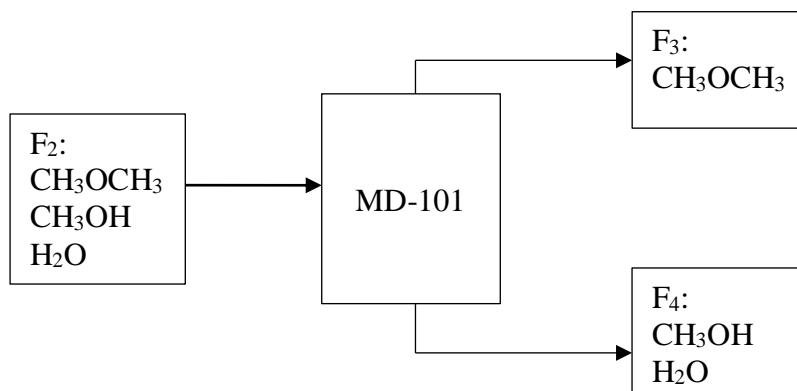
$$\begin{aligned}
 X \text{ CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{Massa sisa CH}_3\text{OH}}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{728,4102 \text{ kg/jam}}{18.355,2683 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,0398
 \end{aligned}$$

Tabel A.2 Neraca Massa Total *Fixed Bed Reactor* (R-100)

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Massa Keluar (kg/jam)
	F ¹	F ²
CH ₃ OH	18.334,6048	728,4102
CH ₃ OCH ₃	-	12.626,2620
H ₂ O	20,6635	4.960,4212
Total	18.355,2683	18.355,2683

A.3 Distilasi (MD-101)

Distilasi (MD-101) merupakan alat yang digunakan untuk memisahkan antara Dimetil eter, metanol dan air berdasarkan perbedaan titik didih.



Gambar A.2 Distilasi (MD-101)

Tabel A.3 Komposisi Bahan Masuk Distilasi (MD-101)

Komponen	F ₂ (Kg/jam)	N (Kmol/jam)	Fraksi (xi)
CH ₃ OH	728,4102	23,9883	0,0398
CH ₃ OCH ₃	12.626,2620	274,1264	0,6879
H ₂ O	4.960,4212	275,2731	0,2703
Total	18.355,2683	573,3878	1

Aliran Top Distilasi F³

$$\begin{aligned}
 \text{a. Massa CH}_3\text{OCH}_3 &= \text{Massa Total} \times \text{Fraksi Massa} \\
 &= 18.355,2683 \text{ kg/jam} \times 0,6879 \\
 &= 12.626,2620 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa Total F}^3 = 12.626,2620 \text{ kg/jam}$$

Fraksi Massa Komponen

$$\begin{aligned}
 X \text{ CH}_3\text{OCH}_3 &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OCH}_3}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{12.626,2620 \text{ kg/jam}}{12.626,2620 \text{ kg/jam}} \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

Aliran Bottom Distilasi F⁴

$$\begin{aligned}
 \text{a. Massa CH}_3\text{OH} &= \text{Massa Total} \times \text{Fraksi Massa} \\
 &= 18.355,2683 \text{ kg/jam} \times 0,0398 \\
 &= 728,4102 \text{ kg/jam} \\
 \text{b. Massa H}_2\text{O} &= \text{Massa Total} \times \text{Fraksi Massa} \\
 &= 18.355,2683 \text{ kg/jam} \times 0,2708 \\
 &= 4.960,4212 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa Total F}^4 &= 728,4102 \text{ kg/jam} + 4.960,4212 \text{ kg/jam} \\
 &= 5.688,8314 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Fraksi Massa Komponen

$$\begin{aligned}
 X \text{ CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{728,4102 \text{ kg/jam}}{5.688,8314 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,1280
 \end{aligned}$$

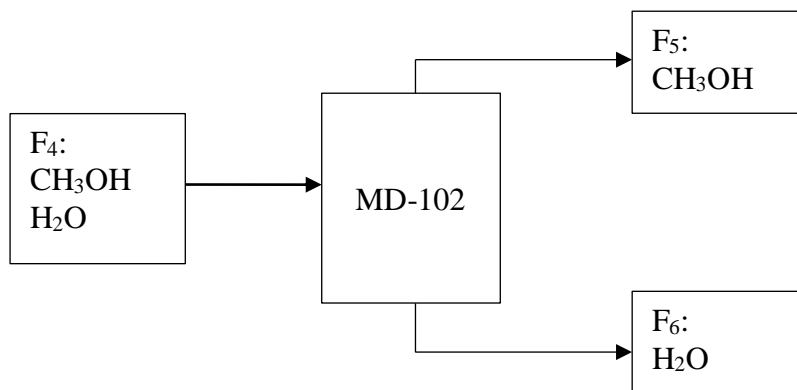
$$\begin{aligned}
 X \text{ H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{4.960,4212 \text{ kg/jam}}{5.688,8314 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,8719
 \end{aligned}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Distilasi (MD-101)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F ₂ (Kg/jam)	F ₃	F ₄
CH ₃ OH	728,4102	-	728,4102
CH ₃ OCH ₃	12.626,2620	12.626,2620	-
H ₂ O	4.960,4212	-	4.960,4212
Total	18.315,0934	18.315,0934	

A.4 Distilasi (MD-102)

Distilasi (MD-102) merupakan alat yang digunakan untuk memisahkan antara metanol dan air berdasarkan perbedaan titik didih.



Gambar A.3 Distilasi (MD-102)

Tabel A.5 Komposisi Bahan Masuk Distilasi (MD-102)

Komponen	F ₄ (Kg/jam)	N (Kmol/jam)	Fraksi (xi)
CH ₃ OH	728,4102	23,9883	0,1280
H ₂ O	4.960,4212	275,2731	0,8719
Total	5.688,8314	299,2614	1

Berdasarkan Metode *Hengtebeck's* :

Laju Alir Top Produk = Laju Alir Input × Kemurnian Produk

Laju Alir Bottom Produk = Laju Alir Input × (100% - Kemurnian Produk)

(Frogger, 1992)

Aliran Top Distilasi F⁵

a. Mol CH₃OH = 23,9883 kmol/jam

Mol CH₃OH = 23,9883 kmol/jam × 99,8%

= 23,9403 kmol/jam

Massa CH₃OH = 23,9403 kmol/jam × 32,04

= 726,8787 kg/jam

b. Mol H₂O = 275,2731 kmol/jam

= 275,2731 kmol/jam × (100% - 99,8%)

= 0,5505 kmol/jam

Massa H₂O = 0,5505 kmol/jam × 18,02

= 9,9200 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{Massa Total F}^5 &= 726,8787 \text{ kg/jam} + 9,9200 \text{ kg/jam} \\ &= 736,7987 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Fraksi Massa Komponen

$$\begin{aligned}\text{X CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\text{Massa Total}} \\ &= \frac{726,8787 \text{ kg/jam}}{736,7987 \text{ kg/jam}} \\ &= 0,9865\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{X H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa Total}} \\ &= \frac{9,9200 \text{ kg/jam}}{736,7987 \text{ kg/jam}} \\ &= 0,0134\end{aligned}$$

Aliran Bottom Distilasi F⁶

$$\begin{aligned}\text{a. Mol CH}_3\text{OH} &= 23,9403 \text{ kmol/jam} \\ \text{Mol CH}_3\text{OH} &= 23,9403 \text{ kmol/jam} \times 0,2\% \\ &= 0,0478 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa CH}_3\text{OH} &= 0,0478 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \\ &= 1,5315 \text{ kg/jam} \\ \text{b. Mol H}_2\text{O} &= 275,2731 \text{ kmol/jam} \\ &= 275,2731 \text{ kmol/jam} \times 99,8\% \\ &= 274,7226 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= 274,7226 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \\ &= 4.950.5012 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa Total F}^6 &= 1,5315 \text{ kg/jam} + 4.950,5012 \text{ kg/jam} \\ &= 4.952,0327 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Fraksi Massa Komponen

$$\text{X CH}_3\text{OH} = \frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\text{Massa Total}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1,5315 \text{ kg/jam}}{4.952,0327 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,0003 \\
 \text{X H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa Total}} \\
 &= \frac{4.950.5012 \text{ kg/jam}}{4.952,0327 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,9996
 \end{aligned}$$

Tabel A.6 Neraca Massa Distilasi (MD-102)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F ₄	F ₅	F ₆
CH ₃ OH	728,4102	726,8787	1,5315
H ₂ O	4.960,4212	9,9200	4.950.5012
Total	5.688,8314	5.688,8314	

LAMPIRAN B NERACA ENERGI

Hasil perhitungan neraca panas pada proses pembuatan dimetil eter dari metanol adalah sebagai berikut :

Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun
Waktu operasi : 330 hari/tahun
Basis perhitungan : 1 jam operasi
Satuan operasi : kJ/jam
Temperatur referensi : 25°C (298K)

Neraca panas dihitung meliputi:

- a. Panas yang dihitung apabila terjadi perubahan temperatur

$$Q = n.C_p.\Delta T \quad \text{dengan} \quad \Delta T = T - T_0$$

Dimana:

Q : Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ)

C : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

N : Mol senyawa (kmol)

T₀ : Temperatur referensi (25°C)

T : Temperatur senyawa (°C)

Keterangan:

$$C_p \Delta T = \int_{T_0}^T C_p dT$$

$$C_p \text{ cairan} = \int_{T_0}^T [A + BT + CT^2 + DT^3] dt$$

$$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4)$$

$$C_p \text{ gas} = \int_{T_0}^T [A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4] dt$$

$$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_0^5)$$

Tabel B.1 Kapasitas Panas gas, $C_{P(g)} = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$ (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	d	E
CH ₃ OH	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-10
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
CH ₃ OCH ₃	34,668	7,03E-02	1,65E-04	-1,77E-07	4,93E-10

Tabel B.2 Kapasitas Panas cair, $C_{P(l)} = a + bT + cT^2 + dT^3$ (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,105E-01	-1,03E-03	1,46E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
CH ₃ OCH ₃	48,072	5,62E-01	-2,39E-03	4,46E-06

Tabel B.3 Sifat Fisik Komponen

Komponen	Berat Molekul	Titik Didih (K)	ΔH_f (kcal/gmol)
CH ₃ OH	32	337,671	-48,08
H ₂ O	18	373,161	-57,80
CH ₃ OCH ₃	46	248,321	-43,99

b. Menghitung neraca energi di reaktor

- Panas pembentukan suatu senyawa pada temperatur 25°C

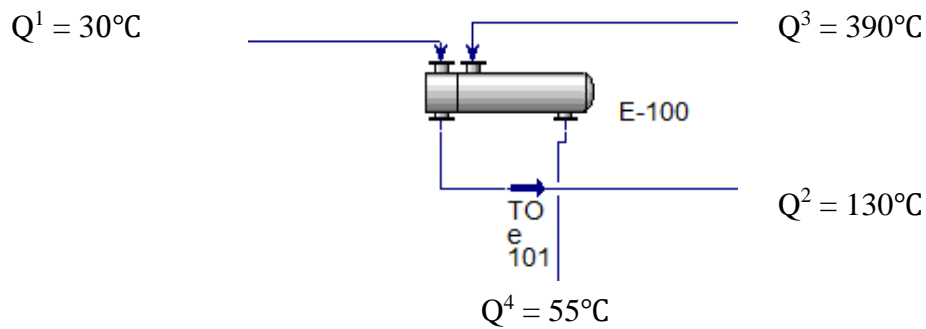
$$\Delta H_{R 298K} = \Delta H_{f \text{ produk}} + \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

- Untuk kondisi temperatur reaksi bukan 25°C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R 298K} + \sum_{\text{produk}} n \int C_p dT - \sum_{\text{reaktan}} n \int C_p dT$$

B.1 Heat Exchanger (E-100)

Fungsi : Meningkatkan temperatur dan merubah fasa metanol dari fasa cair menjadi fasa gas.



Gambar B.1 Heat Exchanger (E-100)

B.1.1 Menghitung Panas bahan Masuk *Heat exchanger* (E-100)

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Q_{in} = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{303,15 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.4 Perhitungan Panas Masuk pada *Heat Exchanger* (E-100)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{303 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T \text{ (kJ/kmol. K)}$	Q (kJ/jam)
	CH ₃ OH	572,2411	405,9901	232324,221
1	H ₂ O	1,1467	374,6878	429,6545
	Total			232408,1172

B.1.2 Menghitung Panas bahan Keluar *Heat Exchanger* (E-100)

$$T_{out} = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$Q_{out} = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{523 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.5 Perhitungan Panas Keluar pada *Heat Exchanger* (E-100)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{523\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
	CH ₃ OH	572,2411	11791,6344	6734163,493
2	H ₂ O	1,1467	7741,1999	1133,45484
		Total		6735296,948

$$\begin{aligned} \frac{dQ}{dT} &= \left[\sum N_{i_{out}} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{523\text{ K}} C_p \cdot dT \right) \right] - \left[\sum N_{i_{in}} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{303\text{ K}} C_p \cdot dT \right) \right] \\ &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 6735296,948 \text{ kJ/jam} - 232408,1172 \text{ kJ/jam} \\ &= 6502888,8308 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai media pemanas digunakan *saturated steam* dengan temperatur 110°C. Dari tabel steam, untuk *saturated steam* pada T = 110°C diperoleh data:

$$\begin{aligned} \text{Entalpi liquid jenuh, } H_L &= 323,91 \text{ kJ/kg} \\ \text{Entalpi uap jenuh, } H_v &= 2633,10 \text{ kJ/kg} \\ \text{Panas laten, } \lambda &= 2308,79 \text{ kJ/kg (Reklaitis)} \end{aligned}$$

Maka jumlah steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{6502888,8308 \text{ kJ/jam}}{2308,79 \text{ kJ/kg}} \\ &= 2816,5787 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh steam masuk (Q_{S-in})

$$\begin{aligned} Q_{S-in} &= m \times H_v \\ &= 2816,5787 \text{ kg/jam} \times 2633,10 \text{ kJ/kg} \\ &= 7416333,4822 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{S-out} &= m \times H_L \\ &= 2816,5787 \text{ kg/jam} \times 323,91 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

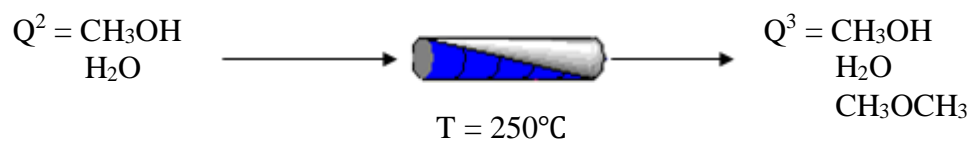
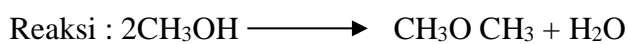
$$= 912318,007 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.6 Neraca Energi pada *Heat Exchanger* (E-100)

Komponen	Panas (kJ/jam)	
	Masuk	Keluar
Q _{feed}	232408,1172	6735296,948
Panas yang diserap	7416333,4822	912318,007
Total	7647614,955	7647614,955

B.2 Neraca Energi pada Reaktor PFR (R-101)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi dehidrasi metanol sehingga menghasilkan dimetil eter yang akan dimurnikan pada proses berikutnya.



Gambar B.2 Reaktor (R-101)

B.2.1 Menghitung Panas Masuk Reaktor

$$T_{in} = 250^\circ\text{C} = 523,15^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Tabel B.7 Perhitungan Panas Masuk pada Reaktor (R-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{523\text{ K}} C_p \cdot \Delta T \text{ (kJ/kmol. K)}$	Q (kJ/jam)
	CH ₃ OH	572,2411	11791,6344	6734163,493
2	H ₂ O	1,1467	7741,1999	11332,4548
	Total			6474851,861

Panas Keluar

Perhitungan suhu keluar reaktor:

$$\frac{dQ}{dT} = r \cdot \Delta H_{R(K)} + \Sigma N_{out} \int_{250^{\circ}\text{C}}^T C_p \cdot dT$$

$$r = \frac{-XN_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{in}}}{\sigma_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{-0,96 \times 572,2411}{-2}$$

$$= 263,1093545 \text{ kmol/jam}$$

Panas standar reaksi

$$\Delta H_{R(25^{\circ}\text{C})} = \Delta H_{f\text{CH}_3\text{OCH}_3}^{\circ} + \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}}^{\circ} + \Delta H_{f\text{CH}_3\text{OH}}^{\circ}$$

$$= -43,99 + (-57,08) - (-48,08)$$

$$= -52,99 \text{ kcal/gmol}$$

Panas reaksi 250°C dapat dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H_{R(250^{\circ}\text{C})} = \Delta H_{R(25^{\circ}\text{C})} + \Sigma \sigma^{\text{out}} \int_{25^{\circ}\text{C}}^{250^{\circ}\text{C}} C_p \cdot dT$$

$$= -52,99 + [7741,1999 + 19522,1668 - (2 \times 11791,6344)]$$

$$= -49,3099 \text{ kcal/gmol} \quad (\Delta H_R < 0, \text{reaksi eksoterm})$$

$$Q_{out} = \Sigma N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{527.7 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.8 Perhitungan Panas Keluar pada Reaktor (R-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{524.65 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
3	CH ₃ OH	22,30948068	11848,547	264334,9303
	H ₂ O	264,3814183	7797,37769	2061481,773
	CH ₃ OCH ₃	262,9175039	19602,86	5153935,021
		Total		7479751,724

$$\text{Panas Reaksi} = r \times \Delta H_{R(250^{\circ}\text{C})}$$

$$= 263,1093545 \text{ kmol/jam} \times (-0,0493099 \text{ kcal/kmol})$$

$$= -12,97389596 \text{ kcal/jam}$$

$$= -54,31910759 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = r \times \Delta H_{R(250^\circ\text{C})} + Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= -54,31910759 + 7479751,724 - 6474851,861$$

$$= 1004845,544 \text{ kJ/jam}$$

Air pendingin untuk mengontrol suhu agar tetap pada 250°C

Kondisi suhu masuk = 25°C = 125,8 kJ/kg (Reklaitis)

Kondisi suhu keluar = 40°C = 167,5 kJ/kg

$$M_{\text{air pendingin}} = \frac{Q}{\text{kondisi pendingin}}$$

$$= \frac{1004845,544 \text{ kJ/jam}}{(167,5 \text{ kJ/kg}) - (125,8 \text{ kJ/kg})}$$

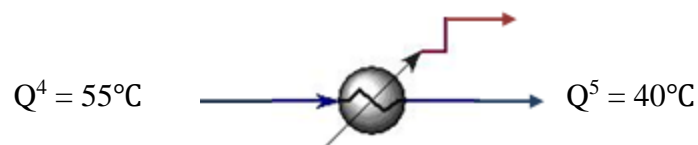
$$= 24097,01545 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.9 Neraca Energi pada Reaktor (R-101)

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	6474851,861	-
Produk	-	7479751,724
Panas Reaksi	-	-54,31910759
Air pendingin	1004845,544	-
Total	7479697,405	7479697,405

B.3 Neraca Energi pada Cooler (C-101)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur produk reaktor serta merubah fasa menjadi cairan jenuh agar memudahkan proses pemisahan di kolom distilasi.



Gambar B.3 Cooler (C-101)

Panas Masuk

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{328 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.10 Perhitungan Panas Masuk pada Cooler (C-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{328 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
4	CH ₃ OH	22,30948068	11848,547	264334,9303
	H ₂ O	264,3814183	7797,37769	2061481,773
	CH ₃ OCH ₃	262,9175039	19602,86	5153935,021
		Total		7479751,724

Panas Keluar

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.11 Perhitungan Panas Keluar pada Cooler (C-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
5	CH ₃ OH	22,30948068	-7341,5	-163785,0524
	H ₂ O	264,3814183	923,5798	244177,3374
	CH ₃ OCH ₃	262,9175039	1769,12	465132,6145
		Total		545524,8995

$$\begin{aligned} \frac{dQ}{dT} &= \left[\sum N_{i_{out}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT \right) \right] - \left[\sum N_{i_{in}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{527,7 \text{ K}} C_p \cdot dT \right) \right] \\ &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 545524,8995 \text{ kJ/jam} - 7479751,724 \text{ kJ/jam} \\ &= -6934226,824 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Air pendingin untuk mengontrol suhu agar tetap pada 250°C

Kondisi suhu masuk = 25°C = 125,8 kJ/kg (Reklaitis)

Kondisi suhu keluar = 40°C = 167,5 kJ/kg

$$M_{\text{air pendingin}} = \frac{Q}{\text{kondisi pendingin}}$$

$$= \frac{6934226,824 \text{ kJ/jam}}{(167,5 \text{ kJ/kg}) - (125,8 \text{ kJ/kg})}$$

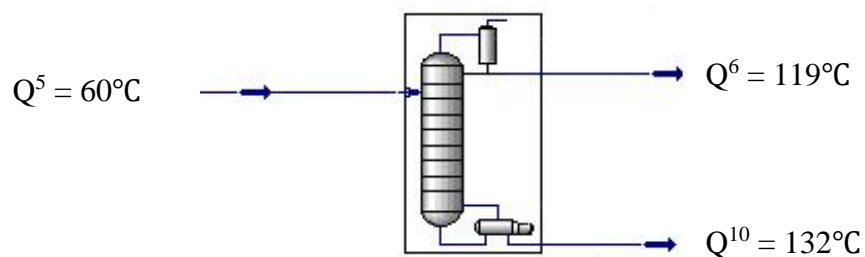
$$= 166288.413 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.12 Neraca Energi pada Cooler (C-101)

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	7479751,724	-
Produk	-	545524,8995
Air pendingin	-	6934226,824
Total	7479751,724	7479751,724

B.4 Neraca Energi pada Distilasi (D-101)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metanol dan air sebagai produk bawah dengan dimetil eter sebagai produk atas.

**Gambar B.4** Distilasi (D-101)**Panas Masuk**

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.12 Perhitungan Panas Masuk pada Distilasi (D-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
4	CH ₃ OH	22,30948068	-7341,5	-163785,0524
	H ₂ O	264,3814183	923,5798	244177,3374
	CH ₃ OCH ₃	262,9175039	1769,12	465132,6145
	Total			545524,8995

Panas Keluar

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.13 Perhitungan Panas Keluar Destilat Kolom Distilasi (D-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
5	CH ₃ OH	0,033464221	-7341,5	35270,4	934,618882
	H ₂ O	0,396572128	923,5798	40656,2	16489,3818
	CH ₃ OCH ₃	262,5231276	1769,12	-	464434,915
		Total			481858,916

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.14 Perhitungan Panas Keluar Bottom Kolom Distilasi (D-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
10	CH ₃ OH	22,27601646	-7341,5	-	-163539,37
	H ₂ O	263,9848462	923,5798	-	243811,071
	CH ₃ OCH ₃	0,394376256	1769,12	21510,1	9180,77163
		Total			89452,4682

Panas Refluks Condensor

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{315 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.15 Perhitungan Panas Refluks Condensor

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{315 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
9	CH ₃ OH	0,003315178	-2693,01	-8,9278075
	H ₂ O	0,035608327	594,2446	21,160056
	CH ₃ OCH ₃	27,62648	1065,585	29438,3627
		Total		29450,5949

Panas Refluks Reboiler

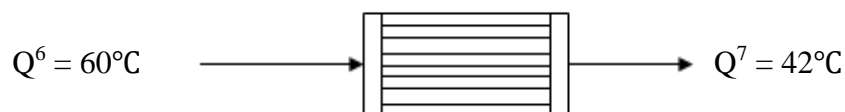
$$\begin{aligned}
 Q_{RB} &= Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{refluks kondensor}} - Q_{\text{in}} \\
 &= (481858,916 + 89452,4682 + 29450,5949 - 545524,8995) \text{ kJ/jam} \\
 &= 55237,07988 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.16 Neraca Energi pada Distilasi (D-101)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
Umpan	545524,8995	Q_{destilat}	481858,916
Q_{RB}	55237,07988	Q_{bottom}	89452,4682
	-	$Q_{\text{kondensor}}$	29450,5949
Total	600761,98		600761,98

B.5 Condensor (CD-101)

Fungsi : Mengubah fasa metanol dan air yang berfasa gas menjadi fasa cair dari produk top kolom distilasi.



Gambar B.5 Condensor (CD-101)

Panas Masuk

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.17 Perhitungan Panas Umpan Masuk Condensor (CD-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
5	CH ₃ OH	0,033464221	-7341,5	35270,4	934,618882
	H ₂ O	0,396572128	923,5798	40656,2	16489,3818
	CH ₃ OCH ₃	262.5231276	1769,12	-	464434,915
	Total				481858,916

Panas Keluar

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{315 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.18 Perhitungan Panas Umpan Keluar Condensor (CD-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{315 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
6	CH ₃ OH	0,033464221	-2693,01	-90,1194818
	H ₂ O	0,396572128	594,2446	235,6608456
	CH ₃ OCH ₃	262.5231276	1065,585	279740,7069
		Total		279886,2483

Panas yang diserap air adalah:

$$\frac{dQ}{dT} = \left[\sum N_{i_{out}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{315 \text{ K}} C_p \cdot dT \right) \right] - \left[\sum N_{i_{in}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air pendingin}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 279886,2483 - 481858,916 \\ &= -201972,6679 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kondisi air pendingin masuk pada $T = 25^\circ\text{C} = 125,8 \text{ kJ/kg}$ (Reklaitis)

Kondisi air pendingin keluar pada $T = 40^\circ\text{C} = 167,5 \text{ kJ/kg}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan:

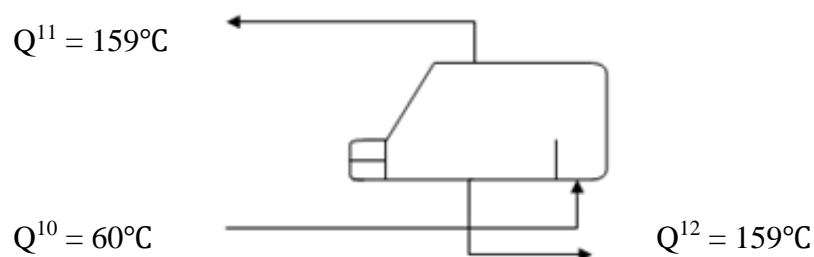
$$\begin{aligned} M_{\text{air pendingin}} &= \frac{Q}{\text{kondisi pendingin}} \\ &= \frac{201972,6679 \text{ kJ/jam}}{(167,5 \text{ kJ/kg}) - (125,8 \text{ kJ/kg})} \\ &= 4843,469253 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.19 Neraca Energi pada Condensor (CD-101)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	481858,9161	-
Produk	-	279886,2483
Air pendingin	-	201972,6679
Total	481858,9161	481858,9161

B.6 Reboiler (RB-101)

Fungsi : Untuk menguapkan kembali dimetil eter yang masih tersisa di bottom kolom distilasi.



Gambar B.6 Reboiler (RB-101)

Panas Masuk

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.20 Perhitungan Panas Masuk Reboiler (RB-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
10	CH ₃ OH	43,76537389	-7341,5	-	-321303,49
	H ₂ O	470,297559	923,5798	-	434357,33
	CH ₃ OCH ₃	0,823818803	1769,12	21510,1	19177,859
	Total				132231,69

Panas Keluar

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{432 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.21 Perhitungan Panas Refluks Reboiler (RB-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{432\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
11	CH ₃ OH	21,8837741	6546,6779	-	143266,02
	H ₂ O	235,1604619	4559,2093	40656,2	10632877
	CH ₃ OCH ₃	0,411685	10819,4568	-	4454,2081
		Total			10780597

Tabel B.22 Perhitungan Panas Keluar Bottom Reboiler (RB-101)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{432\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
12	CH ₃ OH	21,88159979	14178,6192	-	310250,87
	H ₂ O	235,1370971	20549,7502	-	4832008,6
	CH ₃ OCH ₃	0,411888937	10226,6547	-	4212,2459
		Total			5146471,7

Panas yang dibutuhkan adalah:

$$\frac{dQ}{dT} = \left[\Sigma N_{i_{refluks}} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{432\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right] + \left[\Sigma N_{i_{bottom}} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{432\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right] - \left[\Sigma N_{i_{in}} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{333\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{refluks}} + Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{in}} \\ &= (10780597 + 5146471,7) - 132231,69 \\ &= 15794836,8 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kondisi steam masuk adalah saturated steam pada $T = 179,9^\circ\text{C}$

Kondisi kondensat keluar pada $T = 179,9^\circ\text{C}$

$$\text{Steam} = 2776,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kondensat} = 762,6 \text{ kJ/kg (Reklaitis)}$$

Maka jumlah steam yang dibutuhkan:

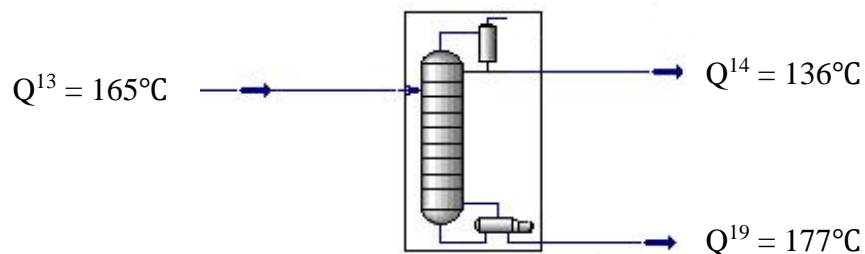
$$\begin{aligned}
 M_{\text{steam}} &= \frac{Q}{H(179,9^{\circ}\text{C}) - H(179,9^{\circ}\text{C})} \\
 &= \frac{21427893,36 \text{ kJ/jam}}{(2776,2 \text{ kJ/kg}) - (762,6 \text{ kJ/kg})} \\
 &= 10641,58391 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.23 Neraca Energi pada Reboiler (RB-101)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	132231,6922	-
Refluks	-	10780596,76
Bottom	-	5146471,725
Steam	15794836,8	-
Total	15927068,49	15927068,49

B.7 Neraca Energi pada Distilasi (D-102)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran, dimana air sebagai produk bawah dan metanol sebagai produk atas.

**Gambar B.7** Distilasi (D-102)**Panas Masuk**

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{438 \text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.24 Perhitungan Panas Masuk pada Distilasi (D-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
13	CH ₃ OH	22,2760165	15119,7958	336808,82
	H ₂ O	263,984846	10697,7572	2824045,79
	CH ₃ OCH ₃	0,39437626	21815,5314	8603,5276
		Total		3169458,14

Panas Keluar

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298\text{ K}}^{409\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.25 Perhitungan Panas Keluar Destilat Kolom Distilasi (D-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{409\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
14	CH ₃ OH	22,24260243	6872,3779	35270,4	937365,054
	H ₂ O	0,39597727	4766,5947	-	1887,46315
	CH ₃ OCH ₃	0,39378469	11359,9203	-	4473,36271
		Total			943725,88

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.26 Perhitungan Panas Keluar Bottom Kolom Distilasi (D-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
19	CH ₃ OH	0,03341403	15119,7958	35270,4	1683,73926
	H ₂ O	263,588869	10697,7572	-	2819809,72
	CH ₃ OCH ₃	0,00059156	21815,5314	21510,1	25,6298838
		Total			2821519,09

Panas Refluks Condensor

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot dT \right)$$

Tabel B.27 Perhitungan Panas Refluks Condensor

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
18	CH ₃ OH	2,202575603	10936,9223	24089,3982
	H ₂ O	0,03555626	8436,5589	299,972482
	CH ₃ OCH ₃	0,04146024	16065,3910	666,074967
		Total		25055,4457

Panas Refluks Reboiler

$$\begin{aligned}
 Q_{RB} &= Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{refluks kondensor}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 943725,88 + 2821519,09 + 25055,4457 - 3169458,14 \\
 &= 620842,2792 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.28 Neraca Energi pada Distilasi (D-102)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
Umpan	3169458,14	Q_{destilat}	943725,88
Q_{RB}	620842,27	Q_{bottom}	2821519,09
	-	$Q_{\text{kondensor}}$	25055,4457
Total	3790300,41		3790300,42

B.8 Condensor (CD-102)

Fungsi : Mengkondensasikan air produk dari kolom distilasi.

**Gambar B.8** Condensor (CD-102)

Panas Masuk

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.29 Perhitungan Panas Umpan Masuk Condensor (CD-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{409\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
14	CH ₃ OH	21,85094844	6872,3779	35270,4	920859,667
	H ₂ O	0,352740693	4766,5947	-	1691,371192
	CH ₃ OCH ₃	0,411311971	11359,9203	-	4672,47121
		Total			927213,51

Panas Keluar

$$Q = \sum Ni \times \left(\int_{298\text{ K}}^{409\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.30 Perhitungan Panas Umpan Keluar Condensor (CD-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298\text{ K}}^{409\text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	Q (kJ/jam)
15	CH ₃ OH	21,85094844	10936,9223	238982,1253
	H ₂ O	0,352740693	8436,5589	2975,917633
	CH ₃ OCH ₃	0,411311971	16065,3910	6607,887637
		Total		248565,9305

Panas yang diserap air adalah:

$$\frac{dQ}{dT} = \left[\sum Ni_{out} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{409\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right] - \left[\sum Ni_{in} \times \left(\int_{298\text{ K}}^{438\text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air pendingin}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 248565,9305 - 927213,51 \\ &= -678647,5796 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kondisi air pendingin masuk pada $T = 25^\circ\text{C} = 125,8 \text{ kJ/kg}$ (Reklaitis)

Kondisi air pendingin keluar pada $T = 40^\circ\text{C} = 167,5 \text{ kJ/kg}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan:

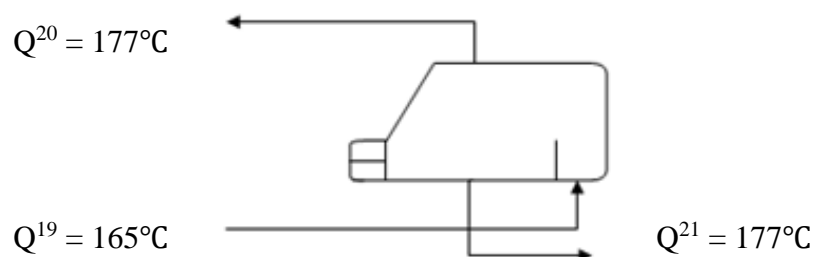
$$\begin{aligned}
 M_{\text{air pendingin}} &= \frac{Q}{\text{kondisi pendingin}} \\
 &= \frac{678647,5796 \text{ kJ/jam}}{(167,5 \text{ kJ/kg}) - (125,8 \text{ kJ/kg})} \\
 &= 16274,52229 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.31 Neraca Energi pada Condensor (CD-102)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	927213,5101	-
Produk	-	248565,9305
Air pendingin	-	678647,5796
Total	927213,5101	927213,5101

B.9 Reboiler (RB-102)

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian metanol pada bottom kolom distilasi.

**Gambar B.9** Reboiler (RB-102)**Panas Masuk**

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{438 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.32 Perhitungan Panas Masuk Reboiler (RB-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{438 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
19	CH ₃ OH	0,06886	15119,7958	35270,4	3469,8689
	H ₂ O	491,817	10697,7572	-	5261338,9
	Total				5264808,7

Panas Keluar

$$Q = \sum N_i \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{450 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right)$$

Tabel B.33 Perhitungan Panas Refluks Reboiler (RB-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{450 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
20	CH ₃ OH	0,03599	7532,3262	-	271,08842
	H ₂ O	257,008	5182,3349	-	1331901,5
	Total				1332172,616

Tabel B.34 Perhitungan Panas Keluar Bottom Reboiler (RB-102)

Alur	Komponen	N (kmol/jam)	$\int_{298 \text{ K}}^{450 \text{ K}} C_p \cdot \Delta T$ (kJ/kmol. K)	ΔH_{vl}	Q (kJ/jam)
21	CH ₃ OH	0,03288	17140,153	-	563,56823
	H ₂ O	234,808	11646,1568	-	2734610,8
	Total				2735174,354

Panas yang dibutuhkan adalah:

$$\frac{dQ}{dT} = \left[\sum N_{i_{refluks}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{432 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right] + \left[\sum N_{i_{bottom}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{432 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right] - \left[\sum N_{i_{in}} \times \left(\int_{298 \text{ K}}^{333 \text{ K}} C_p \cdot dT + \Delta H_{vl} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{refluks}} + Q_{\text{bottom}} - Q_{\text{in}} \\ &= (1332172,6 + 2735174,4) - 5264808,7 \\ &= 1197461,751 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kondisi steam masuk adalah saturated steam pada $T = 179,9^\circ\text{C}$

Kondisi kondensat keluar pada $T = 179,9^{\circ}\text{C}$

Steam = 2776,2 kJ/kg

Kondensat = 762,6 kJ/kg (Reklaitis)

Maka jumlah steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 M_{\text{steam}} &= \frac{Q}{H(179,9^{\circ}\text{C}) - H(179,9^{\circ}\text{C})} \\
 &= \frac{1197461,751 \text{ kJ/jam}}{(2776,2 \text{ kJ/kg}) - (762,6 \text{ kJ/kg})} \\
 &= 594,687004 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.35 Neraca Energi pada Reboiler (RB-102)

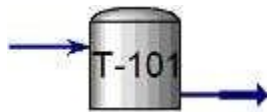
	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	5264808,7	-
Refluks	-	1332172,616
Bottom	-	2735174,354
Steam	1197461,751	-
Total	4067346,971	4067346,971

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Tangki Penyimpanan Metanol (T-101)

Fungsi	: Menyimpan <i>methanol</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit



Gambar C.10 Tangki methanol (T-101)

Kondisi operasi

Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Laju alir, W	: 18.334,6048 kg/jam
Densitas, ρ	: 794,051 kg/m ³
Lama persediaan, t	: 7 hari
<i>Safety Factor</i>	: 20%

Perhitungan:

a. Volume tangki, V

$$\begin{aligned} V &= \frac{W \times t \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\ &= \frac{18.334,6048 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{794,051 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3.879,11306 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Safety Factor = 20%, maka

$$\begin{aligned} V_t &= (1 + 0,20) \times 3.879,11306 \text{ m}^3 \\ &= 4.654,93567 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter Tangki, D_t

Volume total = volume silinder + volume ellipsoidal head

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_e \\ &= (\pi/4 \times D_t^2 \times H) + (\pi/12 \times D_t^3) \end{aligned}$$

Dimana:

$$H = (3/2) \times D_t$$

$$H = (1/4) \times D_t \quad \text{(Tabel 6-51 Perry, 1997)}$$

maka,

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{4.654,93567 \times 8}{3 \times 3,14}} \\ &= 15,811907 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume Ellipsoidal:

$$\begin{aligned} V_e &= \pi/24 \times D_t^3 \\ &= 0,13 \times (15,811907)^3 \\ &= 513,92071 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Silinder, V_s :

$$\begin{aligned} V_s &= V_t - V_e \\ &= 4.654,93567 - 513,92071 \\ &= 4.141,01495 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi Tangki Total, H_t :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder, } H &= (3/2) \times D_t \\ &= (3/2) \times 15,811907 \text{ m} \\ &= 23,7178605 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ellipsoidal, } h &= (1/4) \times D_t \\ &= (1/4) \times 15,811907 \text{ m} \\ &= 3,95297675 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, Ht} &= H + h \\ &= (23,7178605 + 3,95297675) \text{ m} \\ &= 27,67083725 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Dinding Tangki, t:

$$t = \frac{P \times D}{2 \times SE - 0,2 \times P} + C \text{ (Tabel 14-4 Peter Timmerhaus, 1991)}$$

Dimana,

$$\begin{aligned} P &= \text{tekanan desain} &&= 1 \text{ atm} \\ D &= \text{diameter tangki} &&= 15,811907 \text{ m} \\ S &= \text{working stress yang diizinkan} &&= 13700 \text{ psi} = 932,226 \text{ atm} \\ E &= \text{effisiensi pengelasan} &&= 0,85 \\ C &= \text{korosi yang diizinkan} &&= 0,0032 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka,

$$t = \frac{1 \text{ atm} \times 15,811907 \text{ m}}{(2 \times 932,226 \text{ atm} \times 0,85) - (0,2 \times 1 \text{ atm})} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t = 0,01317858 \text{ m} = 0,518841 \text{ in}$$

Dari brownell and Young, Appendix E hal.347 dipilih tebal shell 0,8125 in

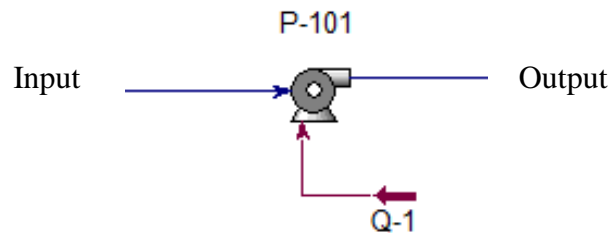
$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2t + Dt \\ &= 2 (0,01317858) + 15,7821 \\ &= 15,8084571 \end{aligned}$$

Jenis Tangki	Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Suhu	30 °C
Volume Tangki	4.654,93567 m ³
Jumlah Tangki	1 buah
Dt	15,811907 m
Ht	27,67083725 m
t (tebal dinding tangki)	0,8125 in

Bahan material konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 grade 11</i> tipe A
---------------------------	--

C.2 Pompa (P-101)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku metanol
 Tipe : Centrifugal Pump
 Bahan konstruksi : Commercial Steel
 Jumlah : 1 buah



Gambar C.1 Pompa (P-101)

Dasar Perencanaan:

Temperatur = 30 °C = 86 °F
 kapasitas (m) = 18.334,6048 kg/jam = 40420,88lb/jam
 Densitas (ρ) = 796,8 kg/m³ = 49,4305 lb/ft³
 Viskositas (μ) = 0,5 Cp = 0,000336 lb/ft.s
 Debit pemompaan (Q) = $\frac{m}{\rho}$
 = $\frac{40420,88 \text{ lb/jam}}{49,43 \text{ lb/ft}^3}$
 = 817,739 ft³/jam
 = 0,2271497 ft³/det

Desain pompa:

$D_{i\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$
 = 3,9 (0,2271497 ft³/s)^{0,45} (49,4305 lb/ft³)^{0,13}
 = 3,26035 in

$$= 3,5 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5 Geankoplis, 1983, dipilih pipa commercial steel:

Ukuran normal	:	3,5 in	
Schedule number	:	40	
Diameter dalam (ID)	:	3,548 in	= 0,295655 ft
Diameter luar (OD)	:	4,000 in	= 0,33332 ft
Inside schedule area (A)	:	0,06861 ft ²	
Kecepatan linear, V	=	Q/A	
	=	$\frac{0,2271497 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2}$	
	=	3,306400 ft/s	

Bilangan Reynold:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{(49,4305) \times (3,306400) \times (0,295655)}{0,000336}$$

$$= 137789,9902 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \quad \alpha = 1$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$$

$$= 0,000151 \text{ ft} \quad \text{(Geankoplis fig. 2.10-3, hal 88)}$$

$$\varepsilon/ID = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,295655 \text{ ft}}$$

$$= 0,000510731$$

maka harga $f = 0,004$ (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 88)

Perhitungan Panjang Pendek Pipa Ekuivalen

Direncanakan:

Panjang pipa lurus dianggap: 35 m = 114,83 ft

- a. Digunakan 4 buah *elbow* 90° (dari tabel 2,10-1, hal 93 : Geankoplis)
- | | | |
|------|---|-------------------|
| Le/D | = | 35 in |
| Le | = | 4 x 35 x 0,295655 |
| | = | 41,3917 ft |

- b. Digunakan = 1 buah *gate valve*
 $Le/D = 9 \text{ in} = 0,75 \text{ ft}$
 $Le = 1 \times 0,75 \times 0,295655 = 0,22174113 \text{ ft}$
- c. Digunakan = 1 buah *globe valve (wide open)*
 $Le/D = 300 = 6 \text{ ft}$
 $Le = 1 \times 300 \times 0,087416632 \text{ ft} = 26,22498951 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang ekivalen, } Le &= (41,3917 + 0,22174113 + 26,22498951) \text{ ft} \\ &= 39,25006763 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Kehilangan Fraksi

Kehilangan fraksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

- a. Terdapat 4 buah *elbow* 90°, $K_f = 0,75$ (Geankoplis tabel 2.10-1, 93)

$$\begin{aligned} H_f &= K_f \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) \\ &= 0,75 \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\ &= 0,116972 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- b. Terdapat 1 buah *gate valve*, $K_f = 0,17$

$$\begin{aligned} H_f &= K_f \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) \\ &= 0,17 \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\ &= 0,02651364 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } H_f &= (0,116972 + 0,02651364) \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,14348558 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- c. Terdapat 1 buah *globe valve*, $K_f = 6$

$$\begin{aligned}
 H_f &= K_f \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) \\
 &= 6 \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
 &= 0,02651364 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } H_f &= (0,116972 + 0,02651364) \text{ ft.lbf/lbm} \\
 &= 0,14348558 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Contraction losses pada tank exit:

$$\begin{aligned}
 H_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) \\
 &= 0,55 \times (1-0) \times \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
 &= 0,08577942 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Expansion loss at the tank entrance :

$$\begin{aligned}
 H_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) \\
 &= (1-0) \times \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
 &= 0,15596259 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Kehilangan pada pipa

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{ID} \right) \times \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
 &= 4 \times 0,004 \times \left(\frac{1,946396334 \text{ ft}}{0,295655 \text{ ft}} \right) \times \left(\frac{\left(2,276382 \frac{\text{ft}}{\text{detik}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
 &= 0,01642808 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\begin{aligned}\sum F &= H_c + H_{ex} + F_f \\ &= (0,08577942 + 0,15596259 + 0,01642808) \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,25817009 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Menentukan Daya Pompa

Dari persamaan Bernouli:

$$\frac{1}{2} (V_2^2 - V_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} \sum F + W_s = 0$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = 2 \text{ atm} = 4232,44 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 3 \text{ atm} = 6348,66 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\begin{aligned}\Delta p / \rho &= \frac{6348,66 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2} - 4232,44 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}}{49,4305} \\ &= 42,812029 \text{ lbf/ft}\end{aligned}$$

$$\Delta z = 24 \text{ ft}$$

Maka:

$$W_s = 32,174 (24) + 42,812029 + 0,25817009$$

$$W_s = 1.651,77019909$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 75 \%$$

$$\text{Daya actual motor, } w_p = \frac{1.651,77019909}{0,75}$$

$$= 2.202,360$$

$$\text{Daya pompa, } P = m \times w_p$$

$$= 7,7322 \times 2.202,360 \times 1/550$$

$$= 30,961 \text{ hp}$$

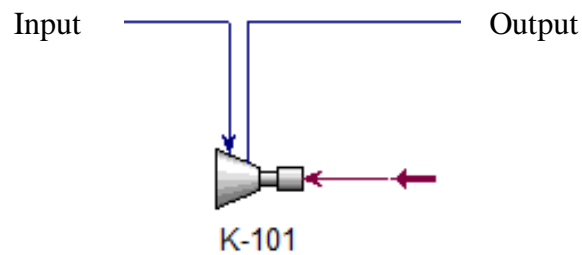
Maka, dipilih pompa dengan daya 30,961

C.3 Kompresor

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan feed sebelumnya masuk R-101

Type : Centrifugal Kompresor

Jumlah : 1 buah



Gambar C.2 Kompresor (K-101)

a. Kondisi Operasi

Kondisi masuk, P_i	= 3 atm	= 6352,5 lb/ft ²
Temperatur masuk, T	= 155 °C	= 311°F
Kondisi keluar, P_o	= 12 atm	= 25410 lb/ft ²
Mass flow rate	= 18.334,6048 kg/jam	= 645,2935 lb/menit

b. Laju alir gas masuk

$$\rho = 791,8 \text{ kg/m}^3 = 49,4305 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

Volume gas yang masuk, Q

$$Q = W / \rho$$

$$Q = (645,2935 \text{ lb/s}) / (49,4305 \text{ lb}_m/\text{ft}^3)$$

$$Q = 13,04772 \text{ ft}^2 \cdot \text{menit}$$

$$q_{in} = 13,04772 \text{ ft}^2 \cdot \text{menit}$$

c. Power yang dibutuhkan

$$\text{Daya} = 3,03 \times 10^{-5} P_1 Q \ln \frac{p_2}{p_1}$$

$$= 3,03 \times 10^{-5} \times 6352,5 \times 13,04772 \times \ln \frac{25410}{6352,5}$$

$$= 3,48 \text{ hp}$$

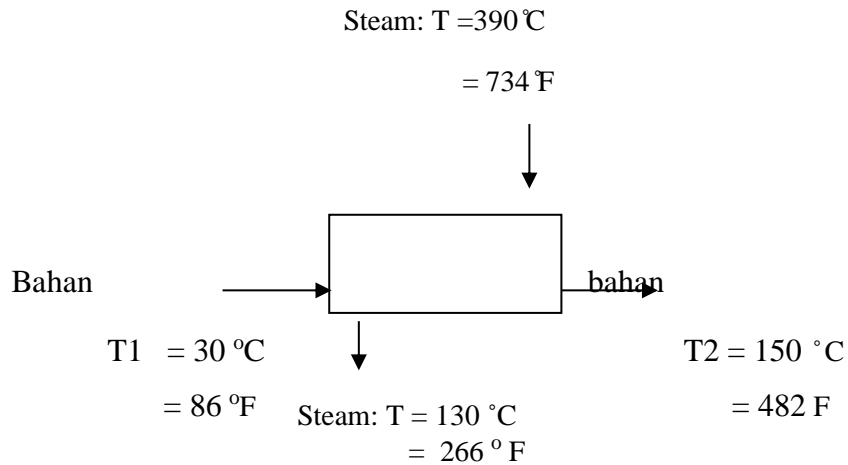
C.4 Heater (HE-100)

Fungsi : Memanaskan bahan baku methanol dari Suhu 30°C ke 250°C

Tipe : 2 – 4 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar

Diagram suhu:



Perhitungan:

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh:

Laju alir masuk umpan = 18.334,6048 kg/jam x 2,205 = 40.427,8036 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 2.920.365,1334 Btu/jam

Steam yang digunakan = 1.755,8404 kg/jam = 3.871,6281 lb/jam

Fluida Panas (F)		Selisih	Fluida Dingin (F)		Selisih
734	T1	S. tinggi	482	t2	252
266	T2	S.rendah	86	t1	180
468	T1-T2	Selisih	396	t2-t1	72

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= \frac{72}{\ln \frac{252}{180}}$$

$$= 213,9850$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{468}{396}$$

$$= 1,1818$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{396}{734 - 86}$$

$$= 0,6111$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,79$ maka,

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$\Delta t = 0,79 \times 213,9850 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 160,4887 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dipilih pipa ukuran $\frac{3}{4}$ in OD; 16 BWG; 16 ft; 1-in square pitch
 $a = 0,1963 \text{ ft}^2$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{734 + 266}{2}$$

$$= 500 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= \frac{252 + 180}{2}$$

$$= 284 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi : $U_D = 30 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}$ (kern ; tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{2.378.097,1225}{30 \times 160,4887} = 606,5567 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar ($a''t$) = $0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}}$ (Tabel 10 Kern, 1965)

$$\text{Jumlah tube, } (N_t) = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= \frac{493,9282}{16 \times 0,1963}$$

$$= 193,1217 \text{ buah}$$

$$= 194 \text{ buah}$$

$$\text{A baru} = N_t \times L \times a$$

$$= 194 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 489,9648 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{UD baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} = \frac{2.920365,1334}{489,9648 \text{ ft}^2 \times 160,4887} \\ &= 37,1388 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

Tabel C.1 Spesifikasi Heater (HE-100)

Alat	<i>Heater (HE-100)</i>
Fungsi	Memanaskan Methanol dari Suhu 30 °C ke 250 °C
Bentuk	<i>2 – 4 shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-213 Tipe 316</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 1 Passes Tube Side = 2 Passes
Dimensi	ID Shell = 15,25 In Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 0,75 in ID tube = 0,652 in
Pitch	1 in <i>square</i>
Jumlah	1 unit

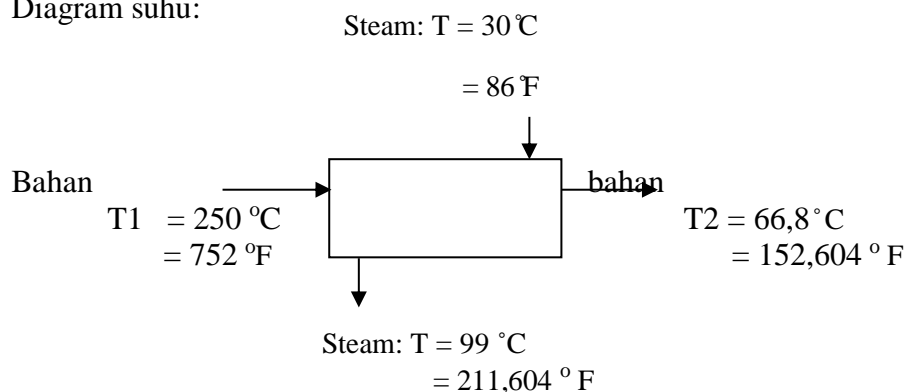
C5. Cooler (HE-104)

Fungsi : Mendinginkan bahan keluaran reaktor dari Suhu 250 °C ke 66,86 °C

Tipe : *2-4 shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar

Diagram suhu:



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 18334,6048 kg/jam x 2,205 = 40427,8036 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 3110303,8310 Btu/jam

Steam yang digunakan = 3000 kg/jam = 6615 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
86	T1	S. tinggi	212	t2	126
211,604	T2	S.rendah	482	t1	540
-126	T1-T2	Selisih	-270	t2-t1	-414

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= \frac{-414}{\ln \frac{126}{540}}$$

$$= 284,4799 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{126}{-270}$$

$$= 0,4645$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{-270 \text{ } ^\circ\text{F}}{86 \text{ } ^\circ\text{F} - 211,604 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 0,6828$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,6900$ maka,

$$\Delta t = F_T \times LMTD$$

$$\Delta t = 0,6900 \times 284,4799 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 270,2559 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dipilih pipa ukuran $\frac{3}{4}$ in OD; 16 BWG; 16 ft; 1-in square pitch

$$a = 0,1963 \text{ ft}^2$$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{86 + 211,604}{2} \\
 &= 148,8020 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_c &= \frac{t_1 - t_2}{2} \\
 &= \frac{212 - 482}{2} \\
 &= -135,1980 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Asumsi : $U_D = 10 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}$ (kern ; tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{3110303,8310}{10 \times 270,2559} = 1150,8735 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar ($a''t$) = $0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}}$ (Tabel 10 Kern, 1965)

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube, } (N_t) &= \frac{A}{L \times a''} \\
 &= \frac{1150,8735}{16 \times 0,1963} \\
 &= 366,4269 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Digunakan $N_t = 367$ [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	1
<i>ID shell</i>	19 $\frac{1}{4}$ in
<i>Pitch</i>	1-in <i>square</i>

$$\begin{aligned}
 A \text{ baru} &= N_t \times L \times a \\
 &= 370 \times 16 \times 0,1963 \\
 &= 1162,0960 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD \text{ baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} = \frac{3110303,8310}{1162,0960 \text{ ft}^2 \times 270,2559} \\
 &= 9,9034 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Tabel C.5 Spesifikasi Cooler (E-104)

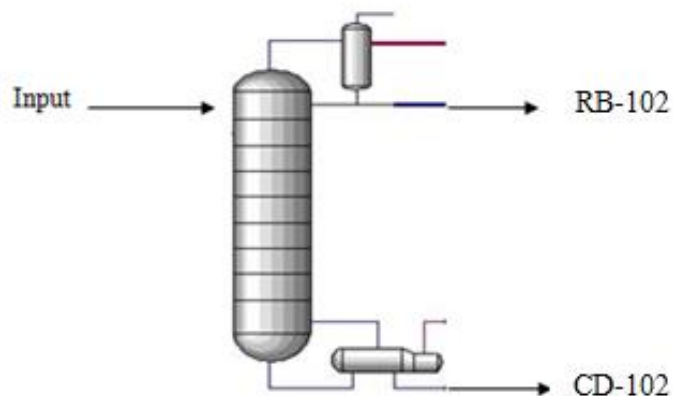
Alat	Cooler (E-104)
Fungsi	Mendinginkan keluaran reaktor dari Suhu 250°C ke 66,86°C
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>

Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA-213 Tipe 316</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 1 Passes Tube Side = 2 Passes
Dimensi	ID Shell = 3/4 in Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 3/4 in, 16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in <i>square</i>
0Jumlah	1 unit

C.9 Distilasi (D-102)

Fungsi : Memisahkan produk campuran metanol dari air

Tipe : Sieve Tray Tower



Gambar C.18 Menara Distilasi (D-102)

A. Kondisi Operasi

Kondisi operasi kolom distilasi (D-101):

1. Feed

$$P = 6 \text{ atm} = 607,9 \text{ kpa}$$

$$T = 70^{\circ}\text{C} = 343 \text{ K}$$

- Menentukan nilai X_i

$$\begin{aligned} X_{i(\text{CH}_3\text{OH})} &= \text{laju alir}_{(\text{CH}_3\text{OH})} / \text{laju alir total} \\ &= 712,83252 / 5482,7011 \\ &= 0,1300 \end{aligned}$$

- Menentukan nilai K_i

$$\begin{aligned} K_{i(\text{CH}_3\text{OH})} &= P_{i(\text{CH}_3\text{OH})} / P_{(\text{CH}_3\text{OH})} \\ &= 1,0994 / 607,9 \\ &= 0,0018 \end{aligned}$$

- Menentukan nilai fraksi mol Y_i

$$\begin{aligned} Y_{i(\text{CH}_3\text{OH})} &= X_{i(\text{CH}_3\text{OH})} \times K_{i(\text{CH}_3\text{OH})} \\ &= 0,1300 \times 0,0018 \\ &= 0,0002 \end{aligned}$$

Untuk hasil perhitungan CH_3OCH_3 dan H_2O dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel C.13 Hasil Perhitungan Kondisi Umpan Kolom Distilasi (D-102)

Komponen	Tekanan (P_i)	Laju alir (kg/jam)	Fraksi mol (X_i)	Kesetimbangan (K_i)	Fraksi mol ($Y_i = x_i \cdot k_i$)
CH_3OH	1,0994	712,83252	0,1300	0,0018	0,0002
H_2O	0,4142	4751,7272	0,8666	0,0006	0,0005
CH_3OCH_3	3,4933	18,141308	0,0034	0,0057	0,00002
Total		5482,7011	1,000		

2. Top

$$P = 3 \text{ atm} = 303,9 \text{ kpa}$$

$$T = 119^\circ\text{C} = 392 \text{ K}$$

- Menentukan nilai fraksi mol Z_i

$$\begin{aligned} Z_{i(\text{CH}_3\text{OH})} &= \text{laju alir}_{(\text{CH}_3\text{OH})} / \text{laju alir total} \\ &= 711,7632778 / 737,0049644 \\ &= 0,9657 \end{aligned}$$

- Menentukan nilai Y_i

$$\begin{aligned} Y_{i(\text{CH}_3\text{OH})} &= Z_{i(\text{CH}_3\text{OH})} / K_{i(\text{CH}_3\text{OH})} \\ &= 0,9657 / 0,0018 \\ &= 536,5 \end{aligned}$$

Untuk hasil perhitungan CH_3OCH_3 dan H_2O dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel C.14 Hasil Perhitungan Top Produk Kolom Distilasi (D-102)

Komponen	Laju alir (kg/jam)	Fraksi mol (Z_i)	Kesetimbangan (K_i)	Fraksi mol ($Y_i = Z_i/k_i$)
CH_3OH	711,7632778	0,9657	0,0018	536,5
H_2O	7,127590848	0,0096	0,0006	16
CH_3OCH_3	18,1140958	0,0247	0,0057	4,3
Total	737,0049644	1,0000		

3. Bottom

$$P = 3 \text{ atm} = 303,9 \text{ kpa}$$

$$T = 132^\circ\text{C} = 405 \text{ K}$$

- Menentukan nilai fraksi mol X_i

$$X_{i(\text{CH}_3\text{OH})} = \text{laju alir}_{(\text{CH}_3\text{OH})} / \text{laju alir total}$$

$$= 1,06924879 / 4745,6961$$

$$= 0,0002$$

- Menentukan nilai Y_i

$$Y_{i(\text{CH}_3\text{OH})} = X_{i(\text{CH}_3\text{OH})} \times K_{i(\text{CH}_3\text{OH})}$$

$$= 0,0002 \times 0,0018$$

$$= 0,0000003$$

Untuk hasil perhitungan CH_3OCH_3 dan H_2O dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel C.15 Hasil Perhitungan Bottom Produk Kolom Distilasi (D-102)

Komponen	Laju alir (kg/jam)	Fraksi mol (X_i)	Kesetimbangan (K_i)	Fraksi mol ($Y_i = x_i.k_i$)
CH_3OH	1,06924879	0,0002	0,0018	0,0000003
H_2O	4744,59964	0,9997	0,0006	0,0005998
CH_3OCH_3	0,02721196	0,0001	0,0057	0,0000005
Total	4745,6961	1,0000		

B. Design Kolom Distilasi

1. Menentukan relatif volatilitas, α

Komponen kunci

Light Key = air

Heavy Key = methanol

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (\text{Ludwig, Eq 8.13})$$

$$\alpha_D = \frac{0,0006 (7,127590848)}{0,0018 (711,7632778)}$$

$$\alpha_D = 0,0033$$

$$\alpha_B = \frac{0,0006 (4744,59964)}{0,0018 (1,06924879)}$$

$$\alpha_B = 2,2219$$

$$\alpha_{Avg} = \frac{\alpha_{top} + \alpha_{bottom}}{2} \quad (\text{Ludwig, Eq 8.11})$$

$$\alpha_{Avg} = \frac{0,0033 + 2,2219}{2}$$

$$\alpha_{Avg} = 1,1126$$

2. Menentukan stage minimum

Dengan menggunakan metode Fenske (R. Van Winkle; eg : 5.118 ; p 236)

$$N_M = \frac{\text{Log}[(X_{LK}/X_{HK})_D \times (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\text{Log}(\alpha_{Avg})}$$

$$N_M = \frac{\text{Log}[(0,0247/0,9657)_D \times (0,0002/0,9997)_B]}{\text{Log}(1,1126)}$$

$$N_M = 4,9135$$

3. Mencari Refluks ratio minimum

$$R_M = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_d LK}{X_F LK} - \frac{\alpha(1 - X_d LK)}{(1 - X_F LK)} \right]$$

$$R_M = \frac{1}{1,1126 - 1} \left[\frac{0,0247}{0,8666} - \frac{1,1126(1 - 0,0247)}{(1 - 0,8666)} \right]$$

$$R_M = 1,3258$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

$$\begin{aligned} \text{Diambil } R_{\text{operasi}} &= 1,2 \times R_m \\ &= 1,2 \times 1,6458 \\ &= 1,9749 \end{aligned}$$

Penentuan Jumlah Stage

$$\frac{R_{OP}}{R_m + 1} = \frac{1,9749}{1,3258 + 1} = 0,8491$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1,3258}{1,3258 + 1} = 0,5700$$

4. Actual Stage

Untuk menentukan jumlah plate teoritis digunakan korelasi Gilliland berdasarkan grafik penentuan stage ideal sehingga didapat nilai $R = 0,5700$ dan $N_m/N = 0,5$.

$$\frac{N_m}{N} = 0,5$$

$$N_m = 4,9135$$

$$N = \frac{4,9135}{0,5}$$

$$N = 10$$

$$\begin{aligned} N \text{ actual} &= 10 + 1 \text{ (stage reboiler)} \\ &= 11 \end{aligned}$$

5. Menentukan Feed Location

Feed location ditentukan dengan menggunakan metode Kirkbride.

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \text{ Log} \left\{ \frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_F \left[\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right]^2 \right\} \quad (\text{Coulson vol.6 Eq 11.62})$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \text{ Log} \left\{ \frac{4745,6961}{737,0049644} \left(\frac{0,1300}{0,8666} \right)_F \left[\frac{(0,9997)_B}{(0,9657)_D} \right]^2 \right\}$$

$$N_r = 0,8497$$

Jumlah *stage* yang termasuk *reboiler* 11 *stage*, sedangkan jumlah *stage* tanpa *reboiler* adalah 10 *stage*.

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 10$$

$$N_s = \frac{10}{1+0,8497}$$

= 5,4062 , Jadi Feed masuk pada *stage* ke 5 (tidak termasuk *reboiler*)

C. Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

Menentukan Diameter Menara Distilasi

1. Design Kolom Bagian Atas (*Rectifying Section*)

$$D = 737,0049644 \text{ kg/jam} = 0,20472 \text{ kg/s}$$

$$L = R \cdot D$$

$$= 0,1008 (737,0049644 \text{ kg/jam})$$

$$= 74,2901 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,020636138 \text{ kg/s}$$

$$V = L + D$$

$$= 74,2901 \text{ kg/jam} + 737,0049644 \text{ kg/jam}$$

$$= 811,29506 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,22535 \text{ kg/s}$$

Tabel C.16 Data Fisik Menara Distilasi (D-102)

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flow rate (kg/det)	0,22535	0,020636
Density (kg/m ³)	15,770	1052
Volumetric Flow rate (m ³ /det)	0,0142	0,00002
Surface tension (N/m)		0,0208

- **Diameter Kolom**

- Liquid-Vapour Flow Factor (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{J M.Coulson. Eq.11.82})$$

$$F_{LV} = \frac{74,2901 \text{ kg/jam}}{811,29506 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{15,77}{1052}}$$

$$F_{LV} = 0,09156$$

- Ditentukan tray spacing = 0,5 m
- Dari figure 11.27 buku Chemical Engineering, vol. 6, 1. JM. Coulson didapat nilai konstanta $K_i = 0,056$
- Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K_I^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_I$$

$$K_I^* = \left(\frac{0,0208}{20}\right)^{0,2} 0,056$$

$$K_I^* = 0,0142$$

- Kecepatan Flooding (U_f)

$$U_F = K_I^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$U_F = 0,056 \sqrt{\frac{1052 - 15,77}{15,77}}$$

$$U_F = 0,1149 \text{ m/s}$$

- Design untuk 85 % flooding pada maksimum flow rate (\hat{u})

$$\hat{u} = 0,85 \cdot u_f$$

$$\hat{u} = 0,85 \cdot 0,1149 \text{ m/s}$$

$$\hat{u} = 0,0976 \text{ m/s}$$

- Maksimum volumetric flow rate (U_v maks)

$$U_{v \text{ maks}} = \frac{v}{\rho_v \cdot 3600}$$

(J M.Coulson. p.472)

$$U_{v \text{ maks}} = \frac{811,29506 \text{ kg/jam}}{15,77 \text{ kg/m}^3 \cdot 3600}$$

$$U_{v \text{ maks}} = 0,0142 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{U_{v \text{ maks}}}{\hat{u}}$$

$$A_n = \frac{0,0142 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0976 \text{ m/s}}$$

$$A_n = 0,145 \text{ m}^2$$

- Cross section area dengan 12% down corner area (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = \frac{0,145 \text{ m}^2}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,1647 \text{ m}^2$$

- Diameter kolom D_c

$$D_c = \sqrt{\frac{4A_c}{3,14}}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 (0,1647)}{3,14}}$$

$$D_c = 0,2098 \text{ m}$$

- **Design Plate**

- Diameter kolom (D_c) = 0,2098 m

- Luas area kolom (A_c)

$$A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4}$$

$$A_c = \frac{(0,2098)^2 \cdot 3,14}{4}$$

$$A_c = 0,0345 \text{ m}^2$$

- Downcomer area (A_d)

$$A_d = \text{persen downcomer} \times A_c$$

$$= 0,12 (0,0345 \text{ m}^2)$$

$$= 0,00414 \text{ m}^2$$
- Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$= 0,0345 - 0,00414$$

$$= 0,03036 \text{ m}^2$$
- Active area (A_a)

$$A_a = A_c - 2 A_d$$

$$= 0,0345 - 2 (0,00414)$$

$$= 0,02622 \text{ m}^2$$
- Hole area (A_h) ditetapkan 10 % dari A_a sebagai trial pertama

$$A_h = 10 \% \cdot A_a$$

$$= 10 \% (0,02622)$$

$$= 0,002622 \text{ m}^2$$
- Nilai weir length (l_w) ditentukan dari figure 11.31, JM. Couldson ed 6

$$\text{ordinat} = \frac{A_d}{A_c} \times 100$$

$$\text{ordinat} = \frac{0,00414}{0,0345} \times 100$$

$$\text{ordinat} = 12$$

$$\text{absisca} = \frac{l_w}{D_c}$$

$$\text{absisca} = 0,76$$

Sehingga:

$$l_w = D_c \cdot 0,76$$

$$= 0,2098 \text{ m} (0,76)$$

$$= 0,1594 \text{ m}$$

- Maks vol liquid rate = $L/\rho L \times 3600$
 = $(0,020636138 / 1052 \times 3600)$
 = $0,00001 \text{ m}^3/\text{s}$
- Penentuan nilai weir height (hw), hole diameter (dh), dan plate thickness, (nilai ini sama untuk kolom atas dan kolom bawah)
- Weir height (hw) = 50 mm (J M.Coulson. p.571)
- Hole diameter (dh) = 5 mm (J M.Coulson. p.573)
- Plate thickness = 3 mm (J M.Coulson. p.573)

- **Pengecekan**

Check weeping

- Maksimum liquid rate (Lm,max)

$$l_{m, \max} = \frac{L}{3600}$$

$$l_{m, \max} = \frac{74,2901 \text{ kg/jam}}{3600}$$

$$l_{m, \max} = 0,020636 \text{ kg/s}$$
- Minimum liquid rate (Lm,min)
 Minimum liquid rate pada 80 % liquid turn down ratio:

$$L_{m, \min} = 0,8 L_{m, \max} \quad (\text{J M.Coulson. p.473})$$

$$= 0,8 (0,020636 \text{ kg/s})$$

$$= 0,0165088 \text{ kg/s}$$
- Weir liquid crest (how)

$$\text{how} = 750 \left[\frac{L_m}{\rho_1 \cdot I_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{how, maks}$$

$$\text{how} = 750 \left[\frac{L_{m, \text{maks}}}{\rho_1 \cdot I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{0,020636}{1052 \times 0,1594} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow} = 1,800 \text{ mm liquid}$$

how, min

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_{m, \min}}{\rho_l \cdot I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{0,0165088}{1052 \times 0,1594} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow} = 1,55 \text{ mm liquid}$$

pada rate minimum

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 50 \text{ mm} + 1,55 \text{ mm} \\ &= 51,55 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari figure 11.30 JM.Coulson ed 6

$$K_2 = 30,2$$

- Minimum design vapour velocity (\hat{u}_h)

$$\hat{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

$$\hat{u}_h = \frac{[30,2 - 0,90 (25,4 - 5)]}{(15,77)^{1/2}}$$

$$\hat{u}_h = 2,9815 \text{ m/s}$$

- Actual minimum vapour velocity (U_v , min actual)

$$U_v \text{ min actual} = \frac{0,7 \times U_v \text{ maks}}{A_h}$$

$$U_v \text{ min actual} = \frac{0,7 \times 0,0142 \text{ m}^3/\text{s}}{0,002622 \text{ m}^2}$$

$$U_v \text{ min actual} = 0,7826 \text{ m/s}$$

Plate pressure drop

- Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (\hat{U}_h)

$$\hat{U}_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_h}$$

$$\hat{U}_h = \frac{0,0142 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01222 \text{ m}^2}$$

$$\hat{U}_h = 1,1620 \text{ m/s}$$

- Dari figure 11.34 JM. CouLson ed 6, untuk:

$$\frac{\text{Platethicness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,1$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,84

- Dry plate drop (hd)

$$hd = 51 \left[\frac{\hat{u}_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$hd = 51 \left[\frac{1,1620}{0,84} \right]^2 \frac{15,77}{1052}$$

$$hd = 1,4629 \text{ mm liquid}$$

- Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} \quad (\text{J M.Coulson.. Eq.11.89})$$

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{1052}$$

$$hr = 11,8821 \text{ mm liquid}$$

- Total pressure drop (ht)

$$ht = hd + (h_w + h_{ow}) + hr \quad (\text{J M.Coulson. p.474})$$

$$= 1,4629 + (50 + 1,800) + 11,8821$$

$$= 65,145 \text{ mm}$$

Asumsi pressure drop 100 mm liquid per plate, sehingga $h_t = 63,635$ mm dapat diterima.

Downcomer liquid backup

- Downcomer pressure loss (hap)

$$\begin{aligned} \text{Hap} &= h_w - (10 \text{ mm}) \\ &= 50 - 10 \\ &= 40 \text{ mm} \end{aligned}$$

- Area under apron (Aap)

$$\begin{aligned} \text{Aap} &= \text{hap} \cdot I_w \\ &= 40 \times 10^{-3} (0,1594) \\ &= 0,00637 \end{aligned}$$

- Head loss in the downcomer (hdc)

$$\begin{aligned} \text{hdc} &= 166 \left[\frac{L_{m, \text{maks}}}{\rho_L A_{\text{ap}}} \right]^2 \\ \text{hdc} &= 166 \left[\frac{0,020636}{1052 (0,00637)} \right]^2 \\ \text{hdc} &= 0,001574 \text{ mm} \end{aligned}$$

- Back up di downcomer (hb)

$$\begin{aligned} \text{hb} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + \text{hdc} \\ &= 50 + 1,800 + 65,145 + 0,001574 \\ &= 116,9465 \text{ mm} \\ &= 0,11694 \text{ m} \end{aligned}$$

Check resident time (tr)

$$T_r = \frac{A_d \times h_b \times \rho_L}{L_{m, \text{maks}}}$$

(J.M Couldson.. Eq.11.95)

$$T_r = \frac{0,00414 \times 0,11694 \times 1052}{0,020636}$$

$$T_r = 24,68 \text{ s}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

Check Entrainment

- Persen flooding actual

$$u_v = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_n}$$

$$u_v = \frac{0,0142 \text{ m}^3}{0,145 \text{ m}^2}$$

$$u_v = 0,0979 \text{ m/s}$$

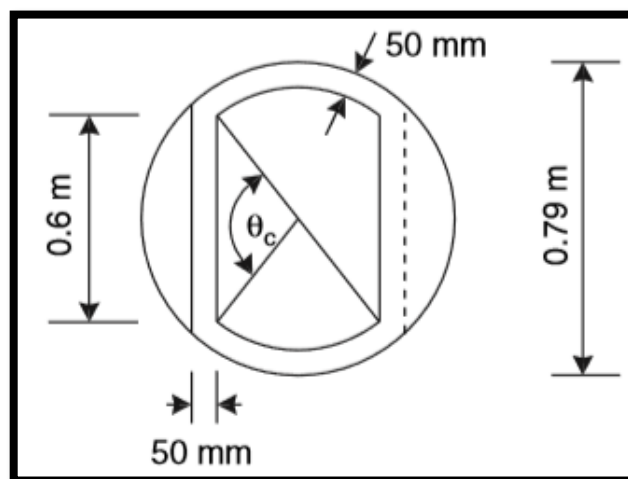
$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = \frac{0,0979 \text{ m/s}}{0,1149 \text{ m/s}} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = 85,20 \% = 85\%$$

- **Layout Tray**

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip* around tray edge dan 50 mm *wide calming zones*. Untuk $l_w/D_c = 0,76$, maka : $\theta_c = 90^\circ$ (Coulson, 1983).



Gambar C.19 Layout Tray

- Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\theta = 180 - \theta_c$$

$$\theta = 180 - 90$$

$$\theta = 90^\circ$$

- Mean length, unperforated edge strips (L_m)

$$L_m = (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right)$$

$$L_m = (0,2098 - 0,05) \times 3,14 \left(\frac{90}{180} \right)$$

$$L_m = 0,2508 \text{ m}$$

- Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$A_{up} = h_w \cdot L_m$$

$$= 0,05 (0,2508)$$

$$= 0,01254 \text{ m}^2$$

- Luas *calming zone*

$$(A_{cz}) = 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w))$$

$$= 2 \times 0,05 \times (0,1594 - 0,05)$$

$$= 0,0109 \text{ m}^2$$

- Luas total tersedia untuk perforasi

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 0,02622 - (0,01254 + 0,0109)$$

$$= 0,00278 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,039$$

- Jumlah holes = $\frac{\pi}{4} \times d_h^2$

$$= 0,785 \times (5 \text{ mm})^2$$

$$= 19,625 \text{ mm}^2 = 1,965 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ Jumlah lubang} &= \frac{Ah}{\text{luas 1 lubang}} \\
 &= \frac{0,002622}{1,9625 \times 10^{-5}} = 138 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

- **Ketebalan Minimum Kolom Bagian Atas**

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot D_c}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peter Tabel. 4 Hal 537})$$

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peter Tabel. 4 Hal 537})$$

dimana:

P	= Tekanan Design	= 6 atm
D	= Diameter tangki	= 0,2098 m
r_i	= Jari-jari tangki	= 0,1049 m
S	= Tekanan kerja yang diinginkan	= 932,2297 atm
C_c	= Korosi yang diinginkan	= 0,02 m
E_j	= Efisiensi pengelasan	= 0,85
a	= 2	

$$t_{\text{head}} = \frac{6 \text{ atm} \cdot 0,2098 \text{ m}}{2(932,2297 \text{ atm})(0,85) - 0,2 \times 6 \text{ atm}} + 0,02 \text{ m}$$

$$t_{\text{head}} = 0,02079 \text{ m} = 2,079 \text{ cm}$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{6 \text{ atm} \cdot 0,1049 \text{ m}}{(932,2297 \text{ atm})(0,85) - 0,6 \times 6 \text{ atm}} + 0,02 \text{ m}$$

$$t_{\text{silinder}} = 0,0208 \text{ m} = 2,08 \text{ cm}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= D + 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 0,2098 \text{ m} + 2(0,0208 \text{ m}) \\
 &= 0,2514 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. Design kolom bagian bawah (*Striping section*)

$$\begin{aligned}
 B &= 4745,6961 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,31824 \text{ kg/s} \\
 L^* &= F + L \\
 &= 4819,986 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,3388 \text{ kg/s} \\
 V^* &= L^* - B \\
 &= 4819,986 \text{ kg/jam} - 4745,6961 \text{ kg/jam} \\
 &= 817,8185 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,22717 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

Tabel C.17 Data Fisik Kolom Distilasi (D-102)

Data Fisik	Vapour	Liquid
<i>Mass flow rate</i> (kg/det)	0,22717	1,3388
<i>Density</i> (kg/m ³)	14,7	1115
<i>Volumetric flow rate</i> (m ³ /det)	0,0154	0,0012
Surface tension (N/m)		0,0207

- **Diameter kolom**

- Liquid-Vapour Flow Factor (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = \frac{4819,986 \text{ kg/jam}}{817,8185 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{14,7}{1115}}$$

$$F_{LV} = 0,6765$$

- Ditentukan *tray spacing* = 0,5 m
- Dari figure 11.27 buku Chemical Engineering, vol. 6, JM. Coulson didapat nilai konstanta $K_I = 0,03$
- Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K_I^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_I$$

$$K_I^* = \left(\frac{0,0207}{20} \right)^{0,2} \cdot 0,03$$

$$K_I^* = 0,0076$$

- Kecepatan Flooding (u_f)

$$u_f = K_I^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 0,0076 \sqrt{\frac{1115 - 14,7}{14,7}}$$

$$u_f = 0,0657 \text{ m/s}$$

- Design untuk 85 % *flooding* pada maksimum *flow rate* (\hat{u})

$$\hat{u} = 0,85 \cdot u_f$$

$$\hat{u} = 0,85 \cdot 0,0657$$

$$\hat{u} = 0,0558 \text{ m/s}$$

- Maksimum *volumetric flow rate* (U_V maks)

$$U_{V \text{ maks}} = \frac{V}{\rho_V \cdot 3600}$$

$$U_{V \text{ maks}} = \frac{817,8185}{14,7 (3600)}$$

$$U_{V \text{ maks}} = 0,0154 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{U_{V \text{ maks}}}{\hat{u}}$$

$$A_n = \frac{0,0154}{0,0558}$$

$$A_n = 0,2759$$

- *Cross section area* dengan 12 % *downcomer area* (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = \frac{0,2759}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,3135$$

- Diameter kolom (Dc)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{3,14}}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 (0,3135)}{3,14}}$$

$$D_c = 0,6319$$

- **Design Plate**

- Diameter kolom (Dc) = 0,6319 m

- Luas area kolom (Ac)

$$A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4}$$

$$A_c = \frac{0,6319^2 \cdot 3,14}{4}$$

$$A_c = 0,3134 \text{ m}^2$$

- *Downcomer area* (Ad)

$$Ad = \text{persen downcomer} \times Ac$$

$$= 0,12 \times (0,3134 \text{ m}^2)$$

$$= 0,03761 \text{ m}^2$$

- *Net area* (An)

$$An = Ac - Ad$$

$$= 0,3134 \text{ m}^2 - 0,03761 \text{ m}^2$$

$$= 0,27579 \text{ m}^2$$

- *Active area (Aa)*

$$\begin{aligned} Aa &= A_c - 2 A_d \\ &= 0,3134 \text{ m}^2 - 2 (0,03761 \text{ m}^2) \\ &= 0,2381 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- *Hole area (Ah)* ditetapkan 10% dari Aa sebagai trial pertama

$$\begin{aligned} Ah &= 10 \% \cdot Aa \\ &= 0,1 (0,2381) \\ &= 0,02381 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Nilai *weir length (Iw)* ditentukan dari figure 11.31, JM. Couldson ed 6

$$\begin{aligned} \text{ordinat} &= \frac{A_d}{A_c} \times 100 \\ \text{ordinat} &= \frac{0,03761 \text{ m}^2}{0,3134 \text{ m}^2} \times 100 \end{aligned}$$

$$\text{ordinat} = 12$$

$$\text{Absisca} = \frac{I_w}{D_c}$$

$$\text{Absisca} = 0,76$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} I_w &= D_c \cdot 0,76 \\ &= 0,6319 \cdot (0,76) \\ &= 0,4802 \text{ m} \end{aligned}$$

- Maks vol liquid rate

$$\begin{aligned} \text{Maks vol liquid rate} &= L/\rho_L \times 3600 \\ &= 4819,986 / 1115 \times 3600 \\ &= 0,0012 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

- Penentuan nilai *weir heigth (hw)*, hole diameter (dh), dan plate thickness, (nilai ini sama untuk kolom atas dan kolom bawah)

Weir height (hw) = 50 mm

Hole diameter (dh) = 5 mm

Plate thickness = 3 mm

- **Pengecekan**

Check Weeping

- Maximum liquid rate (Lm.max)

$$Lm. \max = \frac{L}{3600}$$

$$Lm. \max = \frac{4819,986}{3600}$$

$$Lm. \max = 1,338 \text{ kg/det}$$

- Minimum liquid rate (Lm.min)

Minimum liquid rate pada 80% *liquid turn down ratio*

$$Lm. \min = 0,8 \times Lm. \max$$

$$= 0,8 \times 1,338 \text{ kg/det}$$

$$= 1,0711 \text{ kg/det}$$

- Weir liquid crest (how)

$$how = 750 \left[\frac{Lm}{\rho_1 \cdot I_w} \right]^{2/3}$$

how, maks

$$how = 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 \cdot I_w} \right]^{2/3}$$

$$how = 750 \left[\frac{1,338}{1115 \times 0,4802} \right]^{2/3}$$

$$how = 13,538 \text{ mm liquid}$$

how, min

$$how = 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 \cdot I_w} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{1,0711}{1115 \times 0,4802} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow} = 11,663 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 50 \text{ mm} + 11,663 \text{ mm} \\ &= 66,663 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari figure 11.30 JM.Coulson ed 6

$$K_2 = 30,3$$

- Minimum design vapour velocity (\hat{u}_h)

$$\hat{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

$$\hat{u}_h = \frac{[30,3 - 0,90 (25,4 - 5)]}{(14,7)^{1/2}}$$

$$\hat{u}_h = 1,3054 \text{ m/s}$$

- Actual minimum vapour velocity (U_v , min actual)

$$U_v \text{ min actual} = \frac{0,7 \times U_v \text{ maks}}{A_h}$$

$$U_v \text{ min actual} = \frac{0,7 \times 0,0154 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02381 \text{ m}^2}$$

$$U_v \text{ min actual} = 0,4527 \text{ m/s}$$

Plate pressure drop

- Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (\hat{U}_h)

$$\hat{U}_h = \frac{U_v, \text{ maks}}{A_h}$$

$$\hat{U}_h = \frac{0,0154 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02381 \text{ m}^2}$$

$$\hat{U}_h = 0,6467 \text{ m/s}$$

- Dari figure 11.34 JM. Coulson ed 6, untuk:

$$\frac{\text{Platethicness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,1$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,84

- Dry plate drop (hd)

$$hd = 51 \left[\frac{\hat{u}h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$hd = 51 \left[\frac{0,6467}{0,84} \right]^2 \frac{14,7}{1115}$$

$$hd = 0,3959 \text{ mm liquid}$$

- Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{1115}$$

$$hr = 11,2 \text{ mm liquid}$$

- Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} ht &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 0,3959 + (50 + 13,538) + 11,2 \\ &= 75,133 \text{ mm} \end{aligned}$$

Asumsi pressure drop 100 mm liquid per plate, sehingga ht = 63,635 mm dapat diterima.

Downcomer liquid backup

- Downcomer pressure loss (hap)

$$Hap = hw - (10 \text{ mm})$$

$$= 50 - 10$$

$$= 40 \text{ mm}$$

- Area under apron (A_{ap})

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot I_w$$

$$= 40 (0,4802)$$

$$= 19,208 \text{ m}$$

$$= 0,0192 \text{ m}^2$$

- Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{m, maks}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{1,338}{1115 (0,0192)} \right]^2$$

$$h_{dc} = 0,6484 \text{ mm}$$

- Back up di downcomer (h_b)

$$H_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 50 + 13,538 + 75,133 + 0,6484$$

$$= 139,3194 \text{ mm}$$

$$= 0,139319 \text{ m}$$

Check resident time (t_r)

$$T_r = \frac{A_d \times h_b \times \rho_L}{L_{m, maks}}$$

$$T_r = \frac{0,03761 \times 0,1393 \times 1115}{1,338}$$

$$T_r = 4,3658 \text{ s}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

Check Entrainment

- Persen flooding actual

$$u_v = \frac{U_v, \text{maks}}{A_n}$$

$$u_v = \frac{0,0154 \text{ m}^3}{0,2759 \text{ m}^2}$$

$$u_v = 0,0569 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = \frac{0,0569 \text{ m/s}}{0,0657 \text{ m/s}} \times 100$$

$$\% \text{flooding} = 86,6 \% = 87\%$$

- **Trial Plate Layout**

Digunakan plate type cartridge, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

- Dari figure 11.32 JM. Coulson ed 6 pada

$$\frac{I_w}{D_c} = \frac{0,4802}{0,6319} = 0,76$$

Didapat nilai $\theta_c = 90^\circ$

- Sudut substended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\theta = 180 - \theta_c$$

$$\theta = 180 - 90$$

$$\theta = 90^\circ$$

- Mean length, unperforated edge strips (L_m)

$$L_m = (D_c - hw) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right)$$

$$L_m = (0,6319 - 0,05) \times 3,14 \left(\frac{90}{180} \right)$$

$$L_m = 0,9135 \text{ m}$$

- Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$A_{up} = hw \cdot L_m$$

$$= 0,05 \text{ (0,9135)}$$

$$= 0,0456 \text{ m}^2$$

- Luas *calming zone*

$$(A_{cz}) = 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w))$$

$$= 2 \times 0,05 \times (0,9135 - 0,05)$$

$$= 0,0863 \text{ m}^2$$

- Total area perforated (A_p)

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 0,2381 \text{ m}^2 - (0,0456 \text{ m}^2 + 0,0863 \text{ m}^2)$$

$$= 0,1062 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,224$$

- Jumlah holes = $\frac{\pi}{4} \times d_h^2$

$$= 0,785 \times (5 \text{ mm})^2$$

$$= 19,625 \text{ mm}^2 = 1,965 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

- Jumlah lubang = $\frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$

$$= \frac{0,002622}{1,9625 \times 10^{-5}} = 138 \text{ lubang}$$

3. Ketebalan Minimum Kolom Bagian Atas

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot D_c}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peter Tabel. 4 Hal 537})$$

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peter Tabel. 4 Hal 537})$$

dimana:

$$P = \text{Tekanan Design} = 6 \text{ atm}$$

D	= Diameter tangki	= 0,6319 m
r _i	= Jari-jari tangki	= 0,3159 m
S	= Tekanan kerja yang diinginkan	= 932,2297 atm
C _c	= Korosi yang diinginkan	= 0,02 m
E _j	= Efisiensi pengelasan	= 0,85
a	= 2	

$$t_{\text{head}} = \frac{6 \text{ atm} \cdot 0,6319 \text{ m}}{2(932,2297 \text{ atm})(0,85) - 0,2 \times 6 \text{ atm}} + 0,02 \text{ m}$$

$$t_{\text{head}} = 0,0223 \text{ m} = 2,23 \text{ cm}$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{4 \text{ atm} \cdot 0,3159 \text{ m}}{2(932,2297 \text{ atm})(0,85) - 0,6 \times 6 \text{ atm}} + 0,02 \text{ m}$$

$$t_{\text{silinder}} = 0,0207 \text{ m} = 2,07 \text{ cm}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t_{\text{silinder}} \\ &= 0,3159 \text{ m} + 2(0,0207 \text{ m}) \\ &= 0,3573 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Tinggi tangki

$$\begin{aligned} H &= [N_1 \cdot \text{Tray spacing1} + (N_2 + 1) \cdot \text{Tray spacing2}] / E_{Mv} \\ &= [(1 \cdot 0,5) + (9 + 1) \cdot 0,5] / 0,55 \\ &= 9,5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_e &= \text{tinggi tutup ellipsoidal} \\ &= \frac{1}{4} \times \text{ID} \\ &= \frac{1}{4} \times 0,3159 \\ &= 0,0789 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_t &= H + 2 \cdot H_e \\ &= 9,5 \text{ m} + 2(0,0789 \text{ m}) \\ &= 9,6578 \text{ m} \end{aligned}$$

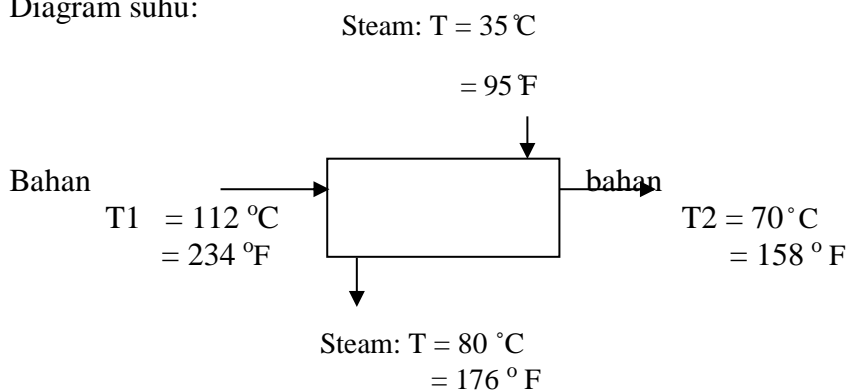
C5. Cooler (HE-104)

Fungsi : Mendinginkan bahan keluaran bawah distilasi pertama dari Suhu 112 °C ke 70 °C

Tipe : 2-4 shell and tube heat exchanger

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar

Diagram suhu:

**Perhitungan :**

Dari neraca massa dan neraca energi diperoleh :

Laju alir masuk umpan = 5688,8314 kg/jam x 2,205 = 12543,8732 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 1.881.231,06 Btu/jam

Steam yang digunakan = 26612,3505 kg/jam = 58680,2329 lb/jam

Fluida Panas		Selisih	Fluida Dingin		Selisih
95	T1	S. tinggi	176	t2	-81
176	T2	S.rendah	234	t1	-58
-81	T1-T2	Selisih	-58	t2-t1	-23

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \\
 &= \frac{-23}{\ln \frac{-81}{-58}} \\
 &= 68,6365 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{-81}{-58} \\
 &= 1,4063
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{-58 \text{ } ^\circ\text{F}}{95 \text{ } ^\circ\text{F} - 234 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 0,4156
 \end{aligned}$$

Dari Gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,8700$ maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\
 \Delta t &= 0,8700 \times 68,6365 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 65,8910 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

dipilih pipa ukuran $\frac{3}{4}$ in OD; 15 BWG; 16 ft; 1-in square pitch

$$a = 0,1963 \text{ ft}^2$$

T_c dan t_c

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\
 &= \frac{95 + 176}{2} \\
 &= 135,5000 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_1 - t_2}{2} \\
 &= \frac{176 - 234}{2} \\
 &= -28,8000 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Asumsi : $U_D = 10 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ (kern ; tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{1984698,7683}{10 \times (65,8910)} = 3012,0930 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar ($a''t$) = $0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}}$ (Tabel 10 Kern, 1965)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, (N}_t) &= \frac{A}{L \times a} \\ &= \frac{3012,0930}{16 \times 0,1963} \\ &= 959,0210 \text{ tube} \end{aligned}$$

Digunakan $N_t = 960$ [Kern; Tabel 9 hal. 841]

<i>Tube passes</i>	1
<i>ID shell</i>	19 1/4 in
<i>Pitch</i>	1-in <i>square</i>

$$\begin{aligned} A \text{ baru} &= N_t \times L \times a \\ &= 960 \times 16 \times 0,1963 \\ &= 3015,1680 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{UD baru} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} = \frac{3110303,8310}{1162,0960 \text{ ft}^2 \times 270,2559} \\ &= 9,9898 \text{ Btu/j Ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

Tabel C.5 Spesifikasi Cooler (E-104)

Alat	<i>Cooler (E-104)</i>
Fungsi	Mendinginkan produk bawah distilasi 1 dari Suhu 112 °C ke 70 °C
Bentuk	2 – 4 <i>shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA-213 Tipe 316</i>
Jumlah Passes	Shell Side = 1 Passes Tube Side = 2 Passes
Dimensi	ID Shell = 3/4 in Number Length = 16'0" OD, BWG tube = 3/4 in, 16 ID tube = 0,62 in
Pitch	1 in <i>square</i>
Jumlah	1 unit

C.9 Tangki Penyimpanan Dimetil Eter (T-101)

Fungsi : Menyimpan Produk Berupa DME dimetil eter

Bahan Konstruksi : *Stainlees Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316*

Bentuk : *Spherical* (Bola)

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 26,6°C

Tekanan : 3 atm

Laju alir, F : 1262,2620 kg/jam

Densitas, ρ : 741,4249 kg/m³

Lama persediaan, t : 15 Hari

Safety Factor : 20%

Perhitungan:

a. Volume tangki, V

$$\begin{aligned} V &= \frac{F}{\rho} t \\ &= \frac{1262,2620 \text{ kg/jam}}{741,4249 \text{ kg/m}^3} \times 15 \text{ jam} \\ &= 25.537,2189 \text{ m}^3 \\ &= 901,8383,7444 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_L &= v/2 \\ &= \frac{25.537,2189 \text{ m}^3}{2} \\ &= 12,768,6095 \text{ m}^3 \\ &= 450.919,1713 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Safety Factor = 20%,

$$\begin{aligned} V_t &= (100/80) \times V_L \\ &= (100/80) \times 12.768,6095 \\ &= 1.596,076 \text{ m}^3 \\ &= 56,364.892 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter Tangki, D_t

$$V_{\text{Tangki}} = \frac{4}{3} \pi r^3$$

Sehingga diperoleh ;

$$\begin{aligned}
 r &= \sqrt[3]{\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi}} \\
 &= \sqrt[3]{\frac{1.596,076 \times 3}{4 \times 3,14}} \\
 &= \sqrt[3]{413,05} \\
 &= 7,447 \text{ m} \\
 &= 24,432 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Tekanan Tangki

$$P_{\text{operasi}} = 80 \text{ atm} = 1.175,6759 \text{ Psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{Hidrostatik}} &= \left(\frac{\rho \times h - 1}{144} \right) \\
 &= \frac{741,4249 (24,432 - 1)}{144} \\
 &= 0,2122 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{Absolut}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 1.175,6759 + 0,2122 \\
 &= 1.175,88 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan Desain 5-10 % di atas tekanan kerja *absolut* (Coulson, 1998).

Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (1 + 0,1) \times P_{\text{Absolut}} \\
 &= (1 + 0,1) \times 1.175,88 \text{ psi} \\
 &= 1.293,476 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Tangki

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{5 \times P \times L}{6 \times f} \\
 f \text{ (T.diiizinkan)} &= 12650 \text{ Psi} \\
 &= \frac{5 \times 1.293,476 \times 7,447}{6 \times 144} \\
 &= 0,6345 \text{ m} \\
 &= 24,982 \text{ in}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ALAT UTAMA

D.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* / Faiza Luthvia /NIM. 180140081)

Reaktor PFR-100 pada perancangan ini berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi dehidrasi metanol dengan menggunakan katalis alumina silika sehingga menghasilkan dimetil eter. Gambar reaktor PFR-100 ditunjukkan pada gambar D.1:



Gambar D.1 Reaktor PFR-100

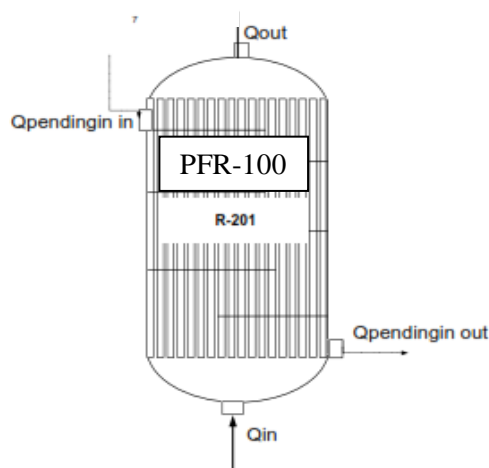
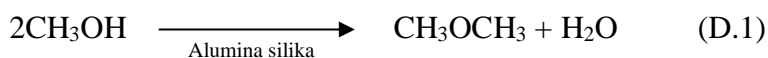
D.1.1 Pemilihan Jenis Reaktor

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

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat,
2. Kapasitas produksi cukup tinggi,
3. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus,
4. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor,
5. Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan untuk perpindahan panas cukup besar,
6. *Pressure drop* rendah,
7. Umur katalis panjang,
8. Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe *multitube*.

Dipilih *multitube* karena reaksi yang terjadi secara *eksotermis* sehingga kenaikan suhu gas dalam reaktor cepat, agar pendingin lebih efektif dilakukan pada reaktor *fixed bed multitube* karena luas permukaannya lebih besar. Pada reaktor *fixed bed multitube* reaktan bereaksi di dalam *tube-tube* yang berisi katalis dan media pendingin mengalir di luar *tube* di dalam *shell*. Skematik aliran pendingin pada reaktor *fixed bed multitube* ditunjukkan pada gambar D.2

Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah:



Gambar D.2 Skematik Aliran Pendingin Pada Reaktor *Fixed Bed Multitube*

D.1.2 Asumsi-asumsi yang di ambil

1. Kondisi proses *Steady state*,
2. Perpindahan massa secara difusi diabaikan,
3. Mengikuti hukum gas ideal,
4. Tidak ada panas yang hilang ke lingkungan Kapasitas Panas gas (C_p) dan viskositas gas (μ) merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak,
5. Sifat reaksi eksotermis,
6. Kondisi Proses non adiabatik-non isothermal,
7. Aliran pendingin *co-current* dan kondisi *steady state*,

D.1.3 Spesifikasi Kondisi Operasi

Adapun rangkuman spesifikasi kondisi operasi sebagai berikut:

Kondisi Operasi:

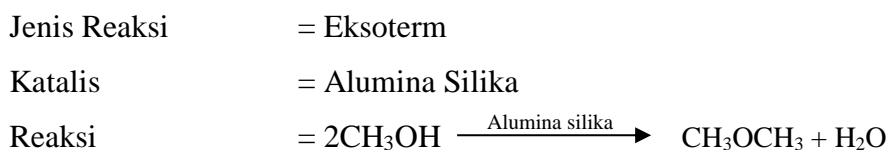
Temperatur = $250\text{ }^\circ\text{C} = 523\text{ }^\circ\text{K}$

Tekanan = 12 atm

Fase = Gas

Konversi = 96%

Kemurnian = $99,8\%$



Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi reaktor PFR (PFR-201).

Perhitungan neraca tersebut dapat dilihat pada lampiran A dan lampiran B.

Tabel D.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Massa Keluar (kg/jam)
	F ¹	F ²
CH ₃ OH	18.297,9383	728,4102
CH ₃ OCH ₃	-	12.626,2620
H ₂ O	20,6635	4.960,4212
Total	18.355,2683	18.355,2683

Tabel D.2 Neraca Energi Reaktor

	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Umpan	6474851,861	-
Produk	-	7479751,724
Panas Reaksi	-	-54,31910759
Air pendingin	1004845,544	-
Total	7479697,405	7479697,405

1. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut:

1) Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$\text{BM campuran} = \sum (\text{Bmi} \cdot \text{yi}) \quad (\text{D.2})$$

Dengan :

B_{mi} = berat molekul komponen i, g/mol

Y_i = fraksi mol gas i

Tabel D.3 Berat Molekul Umpan

Komponen	Bmi	Yi	Bmi × yi
CH ₃ OH	32,01	0.0296	0,947496
CH ₃ COH ₃	46,07	0.4791	21,795717
H ₂	2,02	0.4912	0,992224
Total	98,1	1,00	23,735437

Diperoleh BM campuran = 23,735437 g/mol

2) Menghitung densitas campuran

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

$$PV = n.R.T \quad (D.3)$$

$$n/v \text{ BM camp} = P/RT$$

$$\rho \text{ camp} = (P/RT) \text{ BM camp}$$

dengan:

$$P = \text{tekanan umpan masuk} = 12 \text{ atm}$$

$$R = 0,0821 \text{ atm.m}^3/\text{mol.K}$$

$$T = \text{suhu umpan masuk} = 250 \text{ }^\circ\text{C} = 523 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho \text{ camp} &= \frac{23,735437 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \times 12 \text{ atm}}{0,0821 \text{ atm.m}^3/\text{mol.K} \times 523 \text{ K}} \\ &= 6,6333609854 \text{ gr/m}^3 \\ &= 0,006333 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

3) Viskositas Campuran Umpan (μ)

$$\mu \text{ didapat dari Aspen Hysys V.10} = 1,481 \times 10^{-002} \text{ Cp}$$

$$\mu = 1,532 \times 10^{-2} \text{ gr/cm.detik}$$

4) Laju volumetrik:

$$\text{Laju alir masuk reaktor total} = 18355,2683 \text{ Kg/jam} = 40466,4397 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan :

$$F_{A0} = \text{Metanol} = 549,1 \text{ kmol/jam}$$

Volumetric Flowrate (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir masuk reaktor total}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{18355,2683 \text{ Kg/jam}}{0,006333 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 2898352,80 \text{ m}^3/\text{jam} = 805,098 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}
 \tag{D.4}$$

5) Konsentrasi umpan reaktor:

Konsentrasi Metanol

$$\begin{aligned}
 C_{A0} &= \frac{P_{A0}}{RT} \\
 &= \frac{12 \text{ atm}}{0,0821 \text{ atm.m}^3/\text{kmol.K (523 K)}} \\
 &= 0,279470 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}
 \tag{D.5}$$

Persamaan untuk menghitung konstanta kecepatan reaksi pada $t_0 = C_{A0}$ dan $t = C_A$ dimana konversi reaktor adalah 96%, maka:

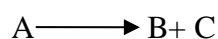
$$\begin{aligned}
 C_A &= C_{A0} (1 - X_A) \\
 &= C_{A0} - 0,96 C_{A0} \\
 &= 0,04 C_{A0} \\
 &= 0,04 \times 0,279470 \text{ kmol/m}^3 \\
 &= 0,011178831 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}
 \tag{D.6}$$

2. Laju Reaksi

Reaksi utama adalah reaksi yang terjadi antara Butil butirat dan Hidrogen yang menghasilkan Butanol, dengan reaksi sebagai berikut:



Atau bisa disederhanakan menjadi :



Konstanta kecepatan reaksi (k) dicari dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{-E/RT} \tag{D.8}$$

Dengan menggunakan data nilai energi aktivasi dan A yang diperoleh dari jurnal Dettwiler, 1979, nilai konstanta K untuk reaksi yang terjadi pada reaktor PFR-100 yaitu:

$$\begin{aligned}
 E &= 25660 \text{ J/mol} \\
 A &= 2,86 \text{ mol.g}^{-1}.\text{s}^{-1} \\
 T &= 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523 \text{ }^{\circ}\text{K} \\
 R &= 8,314 \text{ J/mol.K} = (\text{Appendix B, Fogler})
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 k &= A \exp^{(-E/RT)} \\
 &= A \exp^{(-E/RT)} \\
 &= A \exp^{(E/RT)} \\
 &= 2,86 \text{ mol.g}^{-1}.\text{s}^{-1} \cdot \exp^{\{(-25660 \text{ J/mol})/(8,314 \text{ J/mol.K} \times 523 \text{ K})\}} \\
 &= 2,86 \exp^{(-5,90126)} \\
 &= 7,82 \times 10^3 \text{ mol.g}^{-1}.\text{s}^{-1} \\
 &= 7,824 \times 10^4 \text{ kmol.g}^{-1}.\text{jam}^{-1} \\
 -r_A &= k.C_A \tag{D.9} \\
 &= (7,824 \text{ E4}) (0,011178831) \\
 &= 8,747\text{E5}
 \end{aligned}$$

D.1.4 Menentukan Spesifikasi *Shell* dan *Tube*

1. Menentukan jenis dan ukuran *tube*
 - 1) Pemilihan tempat katalisator (*Tube*)
 - 2) Katalisator

Jenis	: Alumina Silika
Bentuk	: Padat berpori
Umur Katalis	: 3-5 tahun
Diameter	: 5 mm = 0,5 cm = 0,005 m
Ukuran pori-pori	: 61,8 Å
<i>Bulk density</i>	: 1030 kg/m ³ = 64,301 lb/ft ³
Porositas	: 0,27

Dalam menentukan diameter *tube*, (Smith, 1987) menyatakan hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer

panas konveksi pada dinding kosong. Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik.

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

(Smith, 1987)

Dimana,

Dp : Diameter katalis, in

Dt : Diameter *tube*, in

Dp/Dt : rasio diameter katalis per diameter pipa

hw/h : rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dipilih

Dp/Dt : 0,15

hw/h : 7,8

Dp : 5 mm = 0,19685 in = 0,0164042 ft

Sehingga

Dt : $\left[\frac{0,5}{0,15} \right] = 3,333 \text{ cm} = 1,3122047 \text{ in} = 0,0333 \text{ m}$

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa sebagai berikut, (Kern, 1965)

Ukuran pipa, IPS : 1,5 in

ID : 1,610 in = 0,040894 m = 4,0894 cm = 0,134166667 ft

OD : 1,90 in = 0,04826 m = 4,826 cm = 0,158333 ft

Flow area perpipa (a'): 2,04 in² = 0,014166667 ft²

Schedule number : 40

Laju alir massa (W) = 18355,2683 kg/jam

μ campuran = $1,532 \times 10^{-2}$

Perhitungan:

Volumetric Flowrate

$$Q = \frac{W}{\rho_{\text{camp}}} \quad (\text{D.10})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{18355,2683 \text{ Kg/jam}}{0,006333 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 2898352,80 \text{ m}^3/\text{jam} = 805,098 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Pipa tersusun secara *triangular pitch*.

Laju alir umpan total (G) : = 18355,2683 Kg/jam = 40466,4397 lb/jam

Aliran dalam pipa adalah aliran turbulen.

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho \times ID \times Q}{\mu} & (D.11) \\
 &= \frac{0,006333 \text{ kg/m}^3 \times 0,040894 \text{ m} \times 2898352,80 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,001532 \text{ kg/m.jam}} \\
 &= 489961,058
 \end{aligned}$$

2. Menghitung kecepatan massa per satuan luas (G_t)

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{\mu N_{re}}{D_t} & (D.12) \\
 &= \frac{0,001532 \text{ kg/m.jam} \times 489961,058}{0,0333 \text{ m}} \\
 &= 22541,151 \text{ kg/m}^2.\text{jam}
 \end{aligned}$$

3. Mencari Luas Penampang total (A_t)

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{G}{G_t} & (D.13) \\
 &= \frac{18355,2683 \text{ kg/jam}}{22541,151 \text{ kg/m}^2.\text{jam}} \\
 &= 0,814300 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

4. Mencari luas penampang segitiga (A_0)

$$\begin{aligned}
 A_0 &= \frac{\pi}{4} ID^2 & (D.14) \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,040894 \text{ m})^2 \\
 &= 0,001313 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Jumlah *Tube*

$$N_t = \frac{A_t}{A_0} \quad (D.15)$$

$$= \frac{0,814300 \text{ m}^2}{0,001313 \text{ m}^2}$$

$$= 620,18 \text{ tube} = 620 \text{ tube}$$

Z panjang *tube* standar 24 ft = 7,3152 m

D.1.5 Katalis

1. Menghitung berat katalis

Untuk panjang *tube* dipilih panjang pipa standar dengan ukuran 24 ft. Persamaan kinetika untuk reaktor *fixed bed multitube*, yang didapat dari neraca massa sebagai berikut :

$$dW = \rho_{\text{Cat}} \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (IDt)^2 \cdot (1 - \Phi) dz \quad (\text{D.16})$$

$$\int dW = \rho_{\text{Cat}} \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (IDt)^2 \cdot (1 - \Phi) dz$$

$$W = \pi/4 \rho_{\text{Cat}} \cdot N_t \cdot (IDt)^2 \cdot (1 - \Phi) z$$

$$= 1030 \text{ kg/m}^3 \times 620 \times 3,14/4 \times (0,040894 \text{ m})^2 \times (1 - 0,6) \times 7,3152 \text{ m}$$

$$= 2453,036170 \text{ kg}$$

2. Menghitung Volume Katalis

Dimana :

$$\text{Berat Katalis (W)} = 2453,036170 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas Katalis } (\rho) = 1030 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{volume} = \frac{W}{\rho_{\text{cat}}}$$

$$= \frac{2453,036170 \text{ kg}}{1030 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,3815885146 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume katalis seluruh tube} = \frac{W}{\rho \times (1 - \Phi)} \quad (\text{D.17})$$

$$= \frac{2453,036170 \text{ kg}}{1030 \text{ kg/m}^3 (1 - 0,6)}$$

$$= 0,952635 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume katalis untuk 1 tube} = \frac{\text{vol katalis seluruh tube}}{N_t} \quad (\text{D.18})$$

$$= \frac{0,952635 \text{ m}^3}{620}$$

$$= 0,0015365 \text{ m}^3$$

3. Menghitung tinggi tumpukan katalis yang di butuhkan

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, Table 11)

Ukuran pipa, IPS	: 1,5 in	
OD	: 1,90 in	= 0,04826 m
ID	: 1,610 in	= 0,040894 m
Flow area perpipa (a')	: 2,04 in ²	= 0,01416667 ft ²
Schedule number	: 40	

Perhitungan tinggi katalis adalah :

$$Z = \frac{4.W}{\pi.ID^2 \rho_{Katalis}} \quad (D.19)$$

Dengan :

Z	= tinggi tumpukan katalis (ft)
V	= volume katalis dalam <i>tube</i> (ft ³)
w	= berat katalis (lb)
$\rho_{katalis}$	= densitas katalis (lb/ft ³)
ID	= diameter dalam <i>tube</i> (ft)

Maka tinggi katalis keseluruhan :

$$\begin{aligned} Z &= \frac{4 \times 18355,2683 \text{ kg}}{3,14.(0,04084 \text{ m})^2 \times 1030 \text{ kg/m}^3} \\ &= 40,169 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipilih *tube* standart 24 ft

Sehingga didapat tinggi tumpukan katalis untuk tiap *tube*:

$$\begin{aligned} Z &= 80\% \text{ dari tinggi } tube \text{ yang dipilih} \\ &= 80\% \times 24 \text{ ft} \\ &= 19,2 \text{ ft} = 5,85216 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Penurunan Tekanan Dalam Bed Katalisator

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dapat dipakai persamaan *Ergum* (Perry, 6th hal 4-37. 1984).

$$\frac{-dP}{dZ} = \left[\frac{150(1-\epsilon)\mu}{Dp} + 1,756 \right] \frac{(1-\epsilon)G}{\epsilon^3 Dp \cdot \rho \cdot gc} \quad (D.20)$$

Keterangan ;

P	= Tekanan, N/m ²
G	= <i>Fluks massa</i> gas (kg/s.m)
μ	= Viskositas fluida, kg/m.dtk
D _p	= Diameter katalisator, m
gc	= Faktor konfersi satuan = 1 pd sistem SI

D.1.6 Menentukan Jenis Pendingin

Isolator reaktor perlu ditambahkan pada dinding reaktor untuk keamanan (safety) para operator yang berada dekat dengan reaktor mengingat reaksi eksoterm yang terjadi bisa menimbulkan panas hingga 370°C. Selain itu isolasi juga dapat berfungsi menjaga kondisi operasi (suhu) peralatan agar tidak berpengaruh fluktuasi suhu lingkungan, serta melindungi material alat dari kemungkinan korosi.

Sifat-sifat fisis pendingin jenis downterm A:

Jenis	= Downterm A
T	= 15°C - 400°C
Dimana	
Q _h	= 1004845,54 kJ/h
Temperatur masuk Pendingin	= 25°C = 298°K
Temperatur Keluar Pendingin	= 250°C = 523°K
C _p	= 5,661 kJ/kg.°K
Densitas (ρ)	= 8,910 kg/m ³ = 0,35340 lb/ft ³
Viskositas (μ)	= 0,001532 (g/cm.s) = 0,3706043 lb/ft.h
Kond.thermal (k)	= 0,3952 cal/g.cm.K = 3,953 x 10 ¹⁰ cal/cm.s.°C

1. Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 W_{\text{pendingin}} &= \frac{Q_h}{C_p \times \Delta T} && \text{(D.21)} \\
 &= \frac{1004845,54 \text{ kJ/h}}{5,661 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \times 250^\circ\text{C}} \\
 &= 4,437 \times 10^8 \text{ kg/h} \\
 &= 9,783 \times 10^8 \text{ lb/hr} \\
 G_s &= \frac{W_{\text{Pendingin}}}{as} && \text{(D.22)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{9,783 \text{ lb/h}}{0,00881 \text{ ft}^2} \\
 &= 1101,56 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}
 \end{aligned}$$

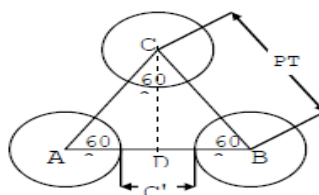
D.1.7 Mechanical design reaktor

1. Tube

Ukuran *tube* (Kern, 1965):

Susunan <i>tube</i>	= <i>Triangular pitch</i>	
Bahan	= High Alloy Steel SA 167 grade 5	
Ukuran pipa, IPS	= 1,5 in	
OD	= 1,90 in	= 0,134166667 ft
ID	= 1,610 in	= 0,158333 ft
Flow area perpipa (a')	= 2,04 in ²	= 0,01416667 ft ²
Schedule number	= 40	
Tinggi tumpukan katalis	= 19,2 ft	
Panjang pipa (L)	= 24 ft	

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya lebih baik dari pada *square pitch* (Kern, 1965).



Gambar D.3 Susunan pipa model *triangular pitch*

1) Tebal

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal pipa} &= (\text{OD} - \text{ID}) / 2 && \text{(D.23)} \\
 &= (1,90 - 1,610) / 2 \\
 &= 0,145 \text{ in} = 0,003683 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2) Jarak antar pusat pipa (P_T)

$$\begin{aligned}
 P_T &= 1,25 \times \text{OD} && \text{(D.24)} \\
 &= 1,25 \times 1,90
 \end{aligned}$$

$$= 2,375 \text{ in} = 0,060325 \text{ m}$$

3) Jarak antar pipa (*Clearance*)

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD & (D.25) \\ &= 2,375 \text{ in} - 1,90 \text{ in} \\ &= 0,475 \text{ in} = 0,012065 \text{ m} \end{aligned}$$

4) Menghitung koefisien perpindahan panas pada *tube*

1. Kecepatan transfer panas *tube side* (h_{io})

Persamaan untuk menghitung koefisien perpindahan transfer panas pada bagian *tube* (h_{io}) adalah :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} \quad (D.26)$$

Untuk mengevaluasi nilai h_i , digunakan persamaan :

$$h_i = \frac{0,021 \cdot k_f \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} (\mu/\mu_w)^{0,14}}{ID_t} \quad (D.27)$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \mu \text{ (Viskositas)} &= 1,532 \times 10^{-2} \text{ Cp} = 1,532 \times 10^{-3} \text{ gr/cm.detik} \\ &= 358,27 \text{ lb/hr.ft} \end{aligned}$$

$$C_p = \text{kapasitas panas} = 0,4348 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k_f = \text{konduktivitas panas} = 0,0268 \text{ Btu/ft.hr.F}$$

nilai C_p dan K_f di peroleh dari Hysys V10

$$Pr = C_p \cdot \mu / k_f = \frac{0,4348 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.F}} \times 358,27 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}}}{0,0268 \text{ Btu/ft.hr.F}} = 5812,52 \quad (D.28)$$

$$\mu/\mu_w = 1, \text{ karena non viskos}$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{0,021 \times (0,0268 \text{ Btu/ft.hr.F}) \times (489961,058)^{0,8} \times (0,060325)^{0,33} (1)^{0,14}}{0,158333 \text{ ft}} \\ &= 50,1736 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

Jadi h :

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} & (D.29) \\ &= 50,1736 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot \text{F} \times \frac{0,158333 \text{ ft}}{0,131466667 \text{ ft}} \\ &= 60,4270 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

2. *Tube Side atau Bundle Crossflow Area* (a_1)

$$\begin{aligned}
 a_t &= N_t \times a_t' & (D.30) \\
 &= 620 \cdot \left(\frac{\pi \cdot ID_t^2}{4} \right) \\
 &= 620 \cdot \left(\frac{3,14 \times (0,040894 \text{ m})^2}{4} \right) \\
 &= 0,638925 \text{ m}^2 = 6,877 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tube} &= 0,25 \times 3,14 \times ID_t^2 \times \text{panjang pipa} & (D.31) \\
 &= 0,25 \times 3,14 \times (0,040894 \text{ in})^2 \times 288 \text{ in} \\
 &= 68,314 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total tube} &= \frac{\text{Volume tube}}{N_t} & (D.32) \\
 &= \frac{68,314 \text{ in}^3}{620} \\
 &= 0,11018 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

2. Shell

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA 285 Grade C*

1) Ukuran Shell

Diameter dalam shell (ID_s)

$$\begin{aligned}
 ID_s &= \left(\sqrt{\frac{4 \times 0,8090 \times N_t \times PT^2}{\pi}} \right) & (D.33) \\
 &= \left(\sqrt{\frac{4 \times 0,8090 \times 620 \times (2,375 \text{ in})^2}{3,14}} \right) & (\text{Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= 73,1849 \text{ in} = 6,0987 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

2) Jarak Baffle

$$\begin{aligned}
 B &= ID_s \times 0,2836 & (D.34) \\
 &= 6 \text{ ft} \times 0,2836 \\
 &= 1,418 \text{ ft} \\
 &= 20,419 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3) Koefisien transfer panas dalam shell

Shell side atau Bundle Crossflow Area (a_s)

$$a_s = \frac{(P_T - OD) \times ID \times B_s}{P_T} \quad (D.35)$$

$$= \frac{(0,197917 \text{ ft} - 0,131466667 \text{ ft}) \times 5,006885 \text{ ft} \times 1,502066 \text{ ft}}{0,197917 \text{ ft}}$$

$$= 2,422447 \text{ ft}^2 = 0,225053 \text{ m}^2$$

Mass velocity (Gs)

$$W = \text{Laju alir brine} = 18355,2683 \text{ kg/jam} = 40466,4397 \text{ lb/jam}$$

$$Gs = \frac{W}{as} \quad (D.36)$$

$$= \frac{40466,4397 \text{ lb/h}}{2,422447 \text{ ft}^2} \quad (\text{Hysys V10})$$

$$= 16704,77 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

$$= 81559,83 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$$

4) Menghitung Diameter *Equivalen*

Diameter *equivalen* dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam *shell*, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1965).

$$De = \frac{4 \times (0,5 P_T \times 0,8090 P_T - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{0,5 \cdot \pi \cdot OD} \quad (D.37)$$

$$= \frac{4 \times (0,5 \times 2,375 \text{ in} \times 0,8090 \times 2,375 \text{ in} - 0,5 \times 3,14 \times \frac{(1,90)^2}{4})}{0,5 \times 3,14 \times 1,90 \text{ in}}$$

$$= 1,159514 \text{ in} = 0,096626 \text{ ft}$$

5) Reynold Number (NRe)

$$NRe = \frac{De \cdot Gs}{\mu_{\text{Pendingin}}} \quad (D.38)$$

$$= \frac{0,096626 \text{ ft} \times 16704,77 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}}{0,358266 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}}}$$

$$= 4505,3538 (>4000 = \text{turbulen})$$

Maka,

$$Ho = 0,36 \frac{Kp}{De} \left(\frac{De C_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{C_{pp} \cdot \mu_p}{Kp} \right)^{1/3} \quad (D.39)$$

$$= 0,36 \frac{0,0395}{0,096626} \left(\frac{0,096626 \times 0,4348}{0,358266} \right)^{0,55} \left(\frac{1,802021 \times 0,358266}{0,0395} \right)^{1/3}$$

$$= 0,326542 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$$

6) Dirt Factor (Rd)

$$\text{- Liquid organik} = 0,001 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

$$\text{- Pendingin} = 0,002 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

$$\text{- Rd total} = 0,003 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

7) Koefisien Perpindahan Panas *Overall Clean* dan *Design*

koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} & (D.40) \\
 &= \frac{60,4270 \frac{\text{Btu}}{\text{hrft}^2\text{F}} \times 0,686855372 \text{ btu/jam. Ft}^2, \text{F}}{60,4270 \frac{\text{Btu}}{\text{hrft}^2\text{F}} + 0,686855372 \text{ btu/jam. Ft}^2, \text{F}} \\
 &= 0,6841588707 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

8) Harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} & (D.41) \\
 &= \frac{1}{\frac{1}{0,65} + 0,003} & (\text{Kern, 1965}) \\
 &= 0,649972379 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

9) *Pressure drop* di *shell*

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s} \quad (D.42)$$

Dimana :

$$D_s \text{ (Diameter Shell (IDs))} = 60,08262 \text{ in} = 5,006885 \text{ ft}$$

$$G_s \text{ (Mass velocity)} = 16704,77 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$\text{Equivalent diameter (De)} = 1,159514 \text{ in} = 0,096626 \text{ ft}$$

$$\phi_s \text{ (Corrected coefficient s)} = 1$$

$$(N + 1) = \text{Jumlah baffle} = \frac{L}{B} = \frac{24 \text{ ft}}{1,502066 \text{ ft}} = 15,9779983 \text{ buah}$$

$$\text{Untuk Re} = 4505,3538 \text{ maka diperoleh :}$$

$$s \text{ (specific gravity)} = 1 \quad (\text{Tabel 6 Kern. 1965})$$

$$f \text{ (shell side friction factor)} = 0,002 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \quad (\text{Fig. 29 Kern. 1965})$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{0,002 \times (16704,77)^2 \times 5,006885 \times 15,9779983}{5,22 \times 10^{10} \times 0,096626 \times 1 \times 1} \\
 &= 0,00885189 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

10) Tebal *Shell*

Spesifikasi bahan *Carbon steel* SA 285 Grade C

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (e)} = 0,8 \text{ (double welded joint)}$$

$$\text{Corrosion allowed} = 0,125 \text{ in}$$

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan

$$t_s = \frac{PD \cdot r_i}{f \cdot \epsilon - 0,6 P_d} + c \quad (\text{D.43})$$

(Brownell & Young, 1959)

dengan :

t_s = tebal *shell*, inchi

P = tekanan dalam reaktor, psi

ϵ = efisiensi sambungan

r_i = jari-jari dalam *shell*, inchi = $\frac{1}{2}$ IDs = $0,5 \times 60,08262 \text{ in}$

f = tekanan maksimum yang diijinkan, psi

C = *Corrosion allowance*

Tekanan dalam *shell* / Tekanan desain diambil 20% diatasnya, maka:

Pop = Tekanan operasi = 12 atm = 176,351 psi

P_d = (20 % x P) + P

= (0,2 x 12 atm) + 12 atm

= 12,2 atm = 179,290 Psi

Maka,

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot \epsilon - 0,6 P_d} + c$$

$$t_s = \frac{179,290 \text{ Psi} \times 30,04130889 \text{ in}}{(13750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 179,290 \text{ Psi})} + 0,125$$

$$= 0,4944817 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 0,957366462 in

Diameter luar *shell* (ODs)

ODs = IDs + 2 t_s

= 60,08262 in + 2 (0,4944817 in)

= 61,07158 in = 5,166446 ft

= 1,57473271 m

D.1.7 Head dan Bottom

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

1. *Flanged and Standar Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

2. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig.

3. *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig (Brownell and Young, 1959).

Bentuk *head* dan *bottom* yang digunakan adalah *Elliptical Flanged and Dished Head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu diatas 200 psi. Bahan yang digunakan untuk membuat *head* dan *bottom* sama dengan bahan *shell Carbon steel SA 285 Grade C*. Tebal *head* dapat dihitung dari persamaan :

Menentukan *inside radius corner* (*icr*) dan *corner radius* (*rc*).

Diketahui tebal $t_s = 0,95737 \text{ in} = 0,0243 \text{ ft}$, OD = 61,9974 in dibulatkan menjadi 66 in

Maka berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young :

$$rc = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$icr = 4 \text{ in} = 0,333 \text{ ft}$$

maka,

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad (D.44)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{60}{4}} \right)$$

$$w = 1,718 \text{ in} \quad (\text{Pers.7.76, Brownell \& Young})$$

Tebal *head* minimum dihitung dengan persamaan berikut:

$$t_h = \frac{PD \times r_c \times w}{2f\epsilon - 0,2 Pd} + c \quad (D.45)$$

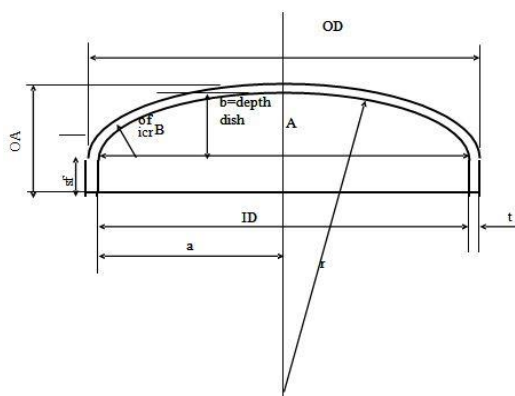
$$t_h = \frac{179,290 \text{ Psi} \times 60 \text{ in} \times 1,718 \text{ in}}{2(13750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,2 \times 179,290 \text{ Psi})} + 0,125$$

$$t_h = 0,966426 \text{ in} = 0,080535 \text{ ft} \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell \& Young})$$

Untuk t_h 0,57905 in, dari Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

$$sf = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$

Spesifikasi *head*:



Gambar D.4 Desain *head* pada reaktor

Keterangan :

t_h = Tebal *head* (in)

icr = *Inside corner radius* (in)

r = *Radius of dish* (in)

sf = *Straight flange* (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = *Depth of dish* (in)

OA = *Tinggi head* (in)

Depth of dish (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad (D.46)$$

$$= 60 \text{ in} - \sqrt{(60 \text{ in} - 4 \text{ in})^2 - \left(\frac{60,08262 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in}\right)^2}$$

$$= 10,34 \text{ in} = 0,8617 \text{ ft}$$

Tinggi Head (OA)

$$OA = t_h + b + sf \quad (D.47)$$

$$= 0,966426 \text{ in} + 10,34 \text{ in} + 3 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= 14,30642 \text{ in} = 1,1922 \text{ ft}$$

D.1.8 Tinggi Reaktor

Dari hasil perhitungan diperoleh tinggi tumpukan katalis yang di butuhkan yaitu 19,2 ft

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Shell} &= \text{Tinggi pipa standar yang digunakan} \\ &= 24 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 (\text{tinggi head}) \\ &= 24 \text{ ft} + (2 \times 1,1922 \text{ ft}) \\ &= 26,3844 \text{ ft} = 8,0419 \text{ m}\end{aligned}$$

D.1.13 Luas Permukaan Reaktor

Luas reaktor bagian dalam

Luas *shell* bagian dalam

$$\begin{aligned}\text{Ashi} &= \pi \times \text{IDs} \times \text{tinggi shell} && \text{(D.48)} \\ &= 3,14 \times 1,526099 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\ &= 35,054 \text{ m}^2 = 377,31885 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\begin{aligned}\text{Ahbi} &= 2 \times ((\pi \times \text{IDs} \times \text{sf}) + (\pi/4 \times \text{IDs}^2)) && \text{(D.49)} \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,526099 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times (1,526099 \text{ m})^2)) \\ &= 4,3868 \text{ m}^2 = 47,219 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian dalam:

$$\begin{aligned}&= \text{Ashi} + \text{Ahbi} && \text{(D.50)} \\ &= 35,054 \text{ m}^2 + 4,3868 \text{ m}^2 \\ &= 39,441 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas reaktor bagain luar

$$\begin{aligned}\text{Asho} &= \pi \times \text{ODs} \times \text{tinggi shell} && \text{(D.51)} \\ &= 3,14 \times 1,57689849 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m} \\ &= 36,171 \text{ m}^2 = 389,3434 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Luas *head* dan *bottom* bagian luar

$$\begin{aligned}\text{Ahbo} &= 2 \times ((\pi \times \text{ODs} \times \text{sf}) + (\pi/4 \times \text{ODs}^2)) && \text{(D.52)} \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,5769 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times (1,5769 \text{ m})^2)) \\ &= 4,647 \text{ m}^2 = 50,018 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian luar:

$$\begin{aligned}
 &= A_{sho} + A_{hbo} & (D.53) \\
 &= 36,171 \text{ m}^2 + 4,647 \text{ m}^2 \\
 &= 40,818 \text{ m}^2 = 439,36 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

D.1.9 Volume Reaktor

Volume *head* dan *bottom*

$$\begin{aligned}
 V_{hb} &= 2 (\text{volume } head \text{ tanpa sf} + \text{volume } head \text{ pada sf}) & (D.54) \\
 &= 2 (0,000049 \text{ IDs}^3 + \pi/4 \text{ IDs}^2 \text{ sf}) \\
 &= 2 (0,000049 (1,526 \text{ m})^3 + 3,14/4 (1,526 \text{ m})^2 (0,0762 \text{ m})) \\
 &= 0,278973124 \text{ m}^3 = 0,985 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Volume *shell*

$$\begin{aligned}
 V_s &= \pi/4 \text{ IDs}^2 \cdot L_s & (D.55) \\
 &= 3,14/4 \times (1,526099 \text{ m})^2 (8,0419 \text{ m}) \\
 &= 14,7025 \text{ m}^3 = 519,213 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Jadi volume reaktor = Volume *head* dan *bottom* + Volume *shell*

$$\begin{aligned}
 &= 0,0278973124 \text{ m}^3 + 14,7025 \text{ m}^3 \\
 &= 14,73048 \text{ m}^3 = 520,20 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

D.1.10 Waktu tinggal (*Residence time*, t)

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{V_r}{Q_t} & (D.56) \\
 &= \frac{14,73048 \text{ m}^3}{2898352,80 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 0,000050824 \text{ jam} = 0,003049 \text{ menit} = 0,182966 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

D.1.11 Nozzle

1. Nozzle Umpan dan Produk Pada Reaktor

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *stainless steel*. Direncanakan diameter pipa masuk dan keluar sama, karena debit aliran sama dan alirannya turbulen ($N_{re} > 2100$) menggunakan persamaan :

$$d_{i_{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (D.57)$$

dengan:

d_{opt} = diameter dalam pipa, in

Q = kecepatan aliran massa fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

pengecekan bilangan *reynold*

$$NRe = \frac{G \cdot ID}{a' \cdot \mu} \quad (D.58)$$

Dengan

G = kecepatan aliran massa fluida, ft^3/s

ID = diameter dalam pipa, in

μ = viskositas fluida, cp

a' = *flow area*, in^2

Nozzle umpan

1. Umpan Metanol

dimana

Mass flow = 18102,61 kg/hr = 11,0859 lb/s

ρ = 8,9096 kg/m^3 = 0,556233 lb/ft^3

cp = 0,158 $kg/m.hr$

maka didapat :

Q = Mass flowrate/ ρ_{gas}

$$= 11,0859/0,556233$$

$$= 19,930 \text{ ft}^3/s$$

d_{opt} = $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$$= 3,9 \times (19,930 \text{ ft}^3/s)^{0,45} \times (0,556233 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 13,890 \text{ in}$$

Diambil ukuran *nozzle* 10 in

Dari tabel dari Tabel 11 (Kern, 1965), diperoleh;

nominal pipe size = 10 in = 0,8333 ft

schedule number = 40

OD = 10,75 in = 0,8958 ft

ID = 10,02 in = 0,835 ft = 0,254508 m

Flow area per pipe, $a' = 78,8 \text{ in}^2$ = $0,5472 \text{ ft}^2 = 0,05083861 \text{ m}^2$

Pengecekan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{ID \cdot G}{a \cdot \mu} = 545689,2281 \text{ (turbulen)}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2 hal.349) :

<i>Size</i>	= 10 in	= 0,8333 ft
<i>OD of pipe</i>	= 10,75 in	= 0,8958 ft
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,50 in	= 0,0417 ft
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 10,875 in	= 0,90625 ft
<i>Length of side of reinforcing plate, L</i>	= 24,5 in	= 2,041667 ft
<i>Width of reinforcing plate, W</i>	= 30,125 in	= 2,51041667 ft
<i>Distance, shell to flange face, outside, J</i>	= 10 in	= 0,8333 ft
<i>Distance, shell to flange face, inside, K</i>	= 8 in	= 0,6667 ft
<i>Distance from Bottom of tank to center of nozzle- Regular, Type H</i>	= 15 in	= 1,25 ft
<i>- Low, Type C</i>	= 12,25 in	= 1,0208333 ft

Nozzle produk

1. Nozzle aliran produk Dimetil Eter

dimana

$$\text{Mass flow} = 12626,06 \text{ kg/hr} = 7,7321 \text{ lb/s}$$

$$\rho = 8,910 \text{ kg/m}^3 = 0,556233 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1,532 \times 10^{-2} \text{ cp} = 0,001532 \text{ kg/m.hr}$$

maka didapat :

$$Q = \text{Mass flowrate}/\rho_{\text{gas}}$$

$$= 7,7321/0,556233$$

$$= 13,900 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$d_{\text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (13,900 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,556233 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 11,8118 \text{ in}$$

Diambil ukuran *nozzle* 10 in

Dari tabel 11 (Kern, 1965), diperoleh;

nominal pipe size = 10 in = 0,8333 ft

schedule number = 40

OD = 10,75 in = 0,8958 ft

ID = 10,02 in = 0,835 ft = 0,254508 m

Flow area per pipe, a' = 78,8 in² = 0,5472 ft² = 0,05083861 m²

Pengecekan Bilangan *Reynold*

$$NRe = \frac{ID \cdot G}{a' \cdot \mu} = 796295,2753 \text{ (turbulen)}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2 hal.349) :

Size = 10 in = 0,8333 ft

OD of pipe = 10,75 in = 0,8958 ft

Flange Nozzle thickness (n) = 0,50 in = 0,0417 ft

Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 10,875 in = 0,90625 ft

Length of side of reinforcing plate, L = 24,5 in = 2,041667 ft

Width of reinforcing plate, W = 30,125 in = 2,51041667 ft

Distance, shell to flange face, outside, J = 10 in = 0,8333 ft

Distance, shell to flange face, inside, K = 8 in = 0,6667 ft

Distance from Bottom of tank to center of nozzle

- *Regular, Type H* = 15 in = 1,25 ft

- *Low, Type C* = 12,25 in = 1,0208333 ft

2. *Nozzel* Pendingin masuk dan keluar

dimana

Mass flow = 12626,06 kg/hr = 7,7321 lb/s

ρ = 8,910 kg/m³ = 0,556233 lb/ft³

μ = 1,532 x 10⁻² cp = 0,001532 kg/m.hr

maka didapat :

Q = Mass flowrate/ ρ gas

= 7,7321/0,556233

$$\begin{aligned}
 &= 13,900 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 d_{i\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (13,900 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (0,556233 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\
 &= 11,8118 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil ukuran *nozzle* 10 in

Dari tabel dari Tabel 11 (Kern, 1965), diperoleh;

$$\textit{nominal pipe size} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$\textit{schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in} = 0,8958 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in} = 0,835 \text{ ft} = 0,254508 \text{ m}$$

$$\textit{Flow area per pipe, } a' = 78,8 \text{ in}^2 = 0,5472 \text{ ft}^2 = 0,05083861 \text{ m}^2$$

Pengecekan Bilangan *Reynold*

$$\text{NRe} = \frac{\text{ID} \cdot G}{a \cdot \mu} = 796295,2753 \text{ (turbulen)}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2 hal.349) :

$$\textit{Size} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$\text{OD of pipe} = 10,75 \text{ in} = 0,8958 \text{ ft}$$

$$\textit{Flange Nozzle thickness (n)} = 0,50 \text{ in} = 0,0417 \text{ ft}$$

$$\textit{Diameter of hole in reinforcing plate (DR)} = 10,875 \text{ in} = 0,90625 \text{ ft}$$

$$\textit{Length of side of reinforcing plate, L} = 24,5 \text{ in} = 2,041667 \text{ ft}$$

$$\textit{Width of reinforcing plate, W} = 30,125 \text{ in} = 2,51041667 \text{ ft}$$

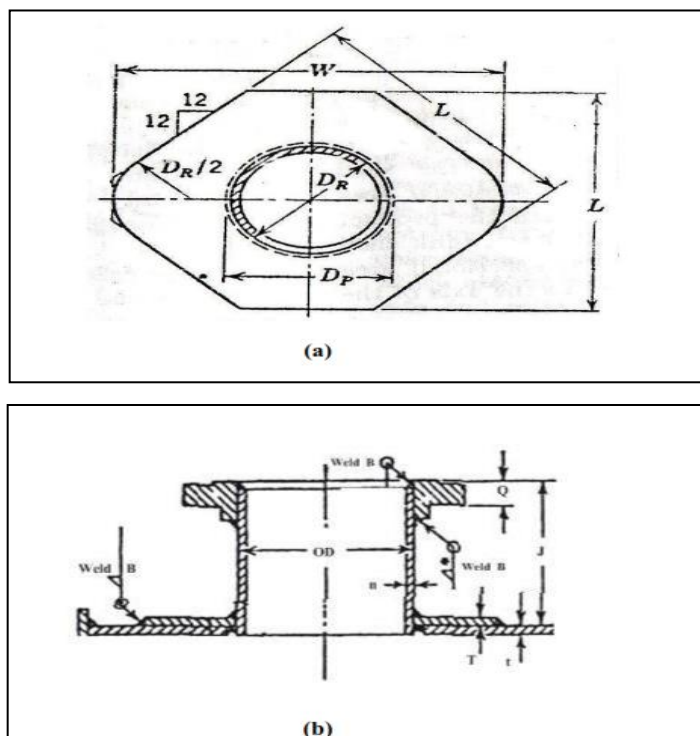
$$\textit{Distance, shell to flange face, outside, J} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$\textit{Distance, shell to flange face, inside, K} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

Distance from Bottom of tank to center of nozzle

$$\text{- Regular, Type H} = 15 \text{ in} = 1,25 \text{ ft}$$

$$\text{- Low, Type C} = 12,25 \text{ in} = 1,0208333 \text{ ft}$$



Gambar D.5. Shell Nozzle (a) Reinforcing Plate (b) Single Flange

D.1.12 Penyangga tumpukan katalisator (*Bed support/Grid support*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*, yang biasa digunakan adalah piringan yang berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramics* (Rase, 1997). Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis.

1. Tekanan operasi

$$\begin{aligned}
 P_d &= (20 \% \times P) + P && \text{(D.58)} \\
 &= (0,2 \times 12 \text{ atm}) + 12 \text{ atm} \\
 &= 12,2 \text{ atm} = 179,290 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

2. Tekanan karena katalis

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50 % luas total *tube*.

$$\text{Luas total pipa} = N_t \times a_t \quad (\text{D.59})$$

$$= 620 \times 0,638925 \text{ m}^2$$

$$= 396,1335 \text{ m}^2 = 4263,9465 \text{ ft}^2$$

$$\text{Perforate plate} = 50 \% \times \text{Luas total pipa} \quad (\text{D.60})$$

$$= 0,5 \times 396,1335 \text{ m}^2$$

$$= 198,06675 \text{ m}^2$$

$$= 2131,9727 \text{ ft}^2$$

Tekanan karena katalis

$$= \frac{\text{Berat Katalis}}{\text{Perforated plate}} \quad (\text{D.61})$$

$$= \frac{2453,036170 \text{ kg}}{2131,9727}$$

$$= 1,15059 \text{ kg/m}^2 = 142,4037 \text{ psi}$$

Tekanan total perancangan

$$P_{\text{total}} = 179,290 \text{ Psi} + 0,00871245 \text{ Psi} = 179,29871245 \text{ Psi}$$

Tebal *plate* dihitung dengan persamaan (13.27 Brownell & Young, 1959)

$$T = d \sqrt{C' \left(\frac{P}{f} \right)} \quad (\text{D.62})$$

dengan

t = tebal minimum *plate*, inchi

d = diameter *plate*, inchi

P = tekanan perancangan, Psi

f = maksimum *allowable stress*, 13750 Psi (bahan yang digunakan *Carbon steel SA 285 Grade C*)

C' = konstanta dari app H, $C' = 0,75$ (Brownell & Young)

$$t = 0,79502 \sqrt{0,75 (299,8061 / 13750)}$$

$$= 0,229545517 \text{ in} = 0,019 \text{ ft}$$

diambil tebal standar $t = 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$

D.1.13 Tebal pemegang pipa

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell*. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan :

$$T_p = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\lambda \cdot f}} + c \quad (D.63)$$

dengan

C_{ph}	= konstanta <i>design</i>	= 1,1
D_p	= diameter <i>shell</i> , ft	= 61,9973507 in
ΔP	= perbedaan tekanan	= 0,003112707 Psi
λ	= <i>ligament efficiency</i>	= 0,5
f	= <i>maximum allowable stress</i>	= 13750 psi
c	= <i>corrosion allowance</i> = 0,125 in	= 0,01 ft

Bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *Carbon steel SA 285 Grade C*.

$$T_p = 1,1 \times 61,9973507 \sqrt{\frac{0,003112707}{0,5 \times 13750}} + 0,125$$

$$= 8,5705 \text{ in} = 0,7142 \text{ ft}$$

D.1.14 *Innert Ballast*

Alat ini digunakan untuk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran fluida dan meratakan aliran fluida umpan (Rase-Barrow, 1997). *Innert ballast* berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0-0,5ft, digunakan tinggi tumpukan 0,5 ft.

D.1.15 *Distributor*

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan fluida.

D.1.16 *Perhitungan Flange, Bolt dan Gasket dari Vessel*

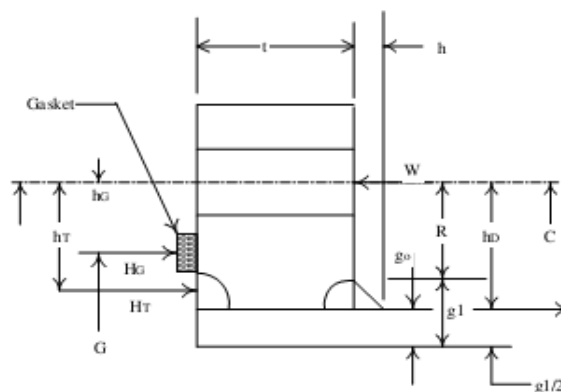
1. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian *shell* menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain	= 179,290 Psi
Material <i>flange</i>	= <i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

<i>Bolting steel</i>	= Carbon Steel SA-193 Grade B7
Material <i>gasket</i>	= soft steel
Diameter luar <i>shell</i> , B	= 61,9973507 in = 5,166446 ft
Ketebalan <i>shell</i>	= 0,957 in = 0,07978 ft
Diameter dalam <i>shell</i>	= 60,08262 in = 5,006885 ft
Tegangan dari material <i>flange</i> (<i>fa</i>)	= 15.000 Psi
Tegangan dari <i>bolting material</i> (<i>fb</i>)	= 20.000 Psi
Densitas <i>shell</i> , ρ_{shell}	= 7801 kg/m ³
Tipe <i>flange</i> terlihat pada gambar berikut : (Fig.12.24, Brownell&Young.1959)	



Gambar D.6 Tipe *Flange* dan Dimensinya

2. Perhitungan lebar *gasket*:

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P \cdot m + 1]}} \quad (D.64)$$

(Pers 12.2 Brownell & Young 1959)

Dimana :

- d_o = diameter luar *gasket*, ft
- d_i = diameter dalam *gasket*, ft
- y = *yield stress*, lb/in² (Fig. 12.11)
- m = faktor *gasket* (Fig. 12.11)

Digunakan material *gasket* yaitu *soft steel*, dari Fig. 12.11 Brownell & Young 1959 diperoleh:

$y = 18000$ dan $m = 5,5$

Sehingga,

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{18000 - (179,290 \times 5,5)}{18000 - [179,290 (5,5 + 1)]}}$$

$$= 0,84615 \text{ in}$$

Asumsi bahwa diameter dalam *gasket* d_i sama dengan diameter luar *shell*

61,9973507 in, sehingga :

$$d_o = 0,84615 \times 61,9973507 = 62,4592967 \text{ in} = 5,371608 \text{ ft}$$

Lebar *gasket minimum* (N) :

$$N = \left(\frac{d_o - d_i}{2}\right)$$

$$= (62,4592967 - 61,99735)/2$$

$$= 0,04619 \text{ in} = 0,003849 \text{ ft}$$

Digunakan *gasket* dengan lebar 0,003849 ft

Keterangan :

N = Lebar *gasket minimum* (in)

d_o = Diameter luar *shell* (in)

d_i = Diameter dalam *shell* (in)

Diameter *gasket* rata-rata, G = d_i + lebar *gasket*

$$= 61,9974 \text{ in} + 0,003849 \text{ in} = 62,0013 \text{ in} = 5,1667 \text{ ft}$$

3. Perhitungan beban

Dari Fig. 12.12 Brownell & Young 1959 kolom 1 tipe 1.a

$$b_o = \frac{N}{2} = 0,1440743 \text{ in} = 0,012 \text{ ft} \quad b = b_o \text{ jika } b_o \leq 0,25$$

Sehingga, $b = 0,1440743 \text{ in} = 0,012 \text{ ft}$

$$W_{m2} = H_y$$

$$= \pi \times b \times G \times y \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 12.88})$$

$$= 3,14 \times 0,8617 \times 62,0013 \times 18000$$

$$= 301966,922 \text{ lb}$$

Keterangan :

H_y = Berat beban *bolt* maksimum (lb)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter *gasket* rata-rata (in)

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan Persamaan 12.90 Brownell & Young, 1959:

$$\begin{aligned} H_p &= 2 b \pi G m P D & (D.65) \\ &= 2 \times 0,8617 \times 3,14 \times 62,0013 \times 5,5 \times 179,290 \\ &= 330853,161 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

- H_p = Beban *join tight* (lb)
 m = Faktor *gasket* (fig.12.11)
 b = *Effective gasket* (in)
 G = Diameter *gasket* rata-rata (in)
 P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan Persamaan 12.89 Brownell & Young, 1959:

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi G^2}{4} P D \\ H &= \frac{3,14 (62,0013)^2}{4} \times 179,290 \\ &= 541037,434 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & Young, 1959:

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 541037,434 \text{ lb} + 330853,161 \text{ lb} \\ &= 871890,590 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh W_{m1} lebih besar daripada W_{m2} sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m2} = 301966,922 \text{ lb}$.

Keterangan :

- W_{m1} = Beban berat *bolt* pada kondisi operasi (lb)
 W_{m2} = Beban berat *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)
 H = Total *joint contact surface* (lb)

4. Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*)

Dihitung dengan (Persamaan 12.93 Brownell & Young,1959):

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_b} = \frac{301966,922}{20000} = 16,5426 \text{ in}^2 = 0,114 \text{ ft}^2$$

Keterangan :

A_{m2} = Total luas *bolt* pada kondisi operasi (in²)

5. Jumlah Baut

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan Tabel 10.4 Brownell & Young, 1959 hal.188. Dengan menggunakan ukuran baut = 1 in diperoleh data sebagai berikut :

$$\text{Root area} = 0,551 \text{ in}^2 = 0,0038 \text{ ft}^2$$

$$\text{Bolt spacing standard (BS)} = 2,25 \text{ in} = 0,1875 \text{ ft}$$

$$\text{Minimal radian distance (R)} = 1,375 \text{ in} = 0,1146 \text{ ft}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1,0625 \text{ in} = 0,0885 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah baut minimum} = \frac{A_{m2}}{\text{root area}} = 46,025$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak 46 buah.

$$\begin{aligned} \text{Bolt circle diameter, BC} &= ID + 2 ((1,145 \times go) + R) \\ &= 60,08262 \text{ in} + 2 ((1,145 \times 0,25 \text{ in}) + 1,375 \text{ in}) \\ &= 63,405 \text{ in} = 5,284 \text{ ft.} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter *flange* luar :

$$\text{Flange OD (A)} = \text{bolt circle diameter (BC)} + 2 E$$

$$\text{Flange OD (A)} = 63,405 \text{ in} + 2 (1,0625) = 65,53 \text{ in} = 5,4608 \text{ ft}$$

Cek lebar *gasket* :

$$A_{b \text{ actual}} = N_{\text{bolt}} \times \text{Root Area}$$

$$= 46 \times 0,551 \text{ in}^2$$

$$= 25,346 \text{ in}^2 = 0,176 \text{ ft}^2$$

Lebar *gasket* minimum:

$$\begin{aligned} N_{\text{min}} &= \frac{A_{b \text{ actual}} \times f_{\text{allow}}}{2 \times y \times \pi \times G} \\ &= \frac{25,346 \times 13750}{2 \times 18000 \times 3,14 \times 62,0013} \end{aligned}$$

$$= 0,0497255 \text{ in} \quad (N_{\text{min}} < 0,5, \text{ pemilihan baut memenuhi})$$

6. Perhitungan *moment*:

1) Untuk *bolting up condition* (tanpa tekanan dalam)

Beban desain diberikan dengan Persamaan :

$$W = \frac{1}{2} (A_b + A_{m2}) f_a \quad (\text{D.66})$$

$$= \frac{1}{2} (25,346 + 16,5426) \times 15000 \quad (\text{Pers. 12.94, Brownell \& Young 1959})$$

$$= 124082,173 \text{ lb}$$

Keterangan:

W = Berat beban (lb)

A_{m1} = Luas baut minimum (in^2)

A_b = Luas aktual baut (in^2)

f_a = Allowable stress (psi)

Hubungan *lever arm* diberikan pada Persamaan 12.101, Brownell & Young (1959)

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (BC - G) \\ &= \frac{1}{2} (63,4051 - 62,0013) \\ &= 0,7019 \text{ in} = 0,0584 \text{ ft} \end{aligned}$$

Keterangan:

h_G = Tahanan radial *circle bolt* (in)

BC = Bolt circle diameter (in)

G = Diameter *gasket* rata-rata (in)

Flange moment adalah sebagai berikut (Brownell & Young, 1959. Tabel 12.4):

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 124082,173 \text{ lb} \times 0,7019 \text{ in} \\ &= 87093,277 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

2) Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan $W = W_{m1} = 871890,590 \text{ lb}$

Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (H_D)

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 B^2 P \\ &= 0,785 \cdot (61,9973507)^2 \times 179,290 \quad (\text{Pers. 12.96, B \& Y, 1959:242}) \\ &= 540968,511 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan:

H_D = Hydrostatic and force pada area dalam *flange* (lb)

B = Diameter dalam *flange* / OD *shell* (in)

P = Tekanan operasi (Psi)

The lever arm, h_D (Pers;12.100 Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{1}{2} (BC - B) && (D.67) \\ &= \frac{1}{2} (63,405 - 61,997 \text{ in}) \\ &= 0,704 \text{ in} = 0,0586 \text{ ft} \end{aligned}$$

The moment, M_D (Pers; 12.96 Brownell & Young,1959)

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D && (D.68) \\ &= 540968,511 \text{ lb} \times 0,704 \text{ in} \\ &= 540969,215 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara *flange-desain bolt load* dengan *hydrostatic end force* total adalah,

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= W_{m1} - H \\ &= 871890,590 \text{ lb} - 540968,511 \text{ lb} \\ &= 330921,375 \text{ lb} \end{aligned}$$

Momen komponen dihitung dengan persamaan 12.98 Brownell & Young, 1959:

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 330921,375 \text{ lb} \times 0,7019 \text{ in} \\ &= 232273,713 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area dalam *flange*, H_T (Pers;12.97, Brownell & Young,1959) :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D && (D.69) \\ &= 541037,434 \text{ lb} - 540968,511 \text{ lb} \\ &= 68,923 \text{ lb} \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm*, h_T (Pers; 12.102 Brownell & Young, 1959):

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) \\ &= \frac{1}{2} (0,704 \text{ in} + 0,7019 \text{ in}) \\ &= 0,70295 \text{ in} \end{aligned}$$

The moment (Pers; 12.97 Brownell & Young, 1959):

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 68,923 \text{ lb} \times 0,70295 \text{ in} \\ &= 48,449 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$= 34,352 \text{ lb.ft}$$

Jumlah *moment* untuk kondisi saat beroperasi, M_o (Pers; 12.97 Brownell & Young, 1959):

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 540969,215 \text{ lb.in} + 232273,713 \text{ lb.in} + 48,449 \text{ lb.in} \\ &= 773291,377 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Sehingga *moment* saat beroperasi sebagai pengontrol:

$$M_{\max} = M_o = 773291,377 \text{ lb.in}$$

7. Perhitungan tebal *flange*:

$$t = \sqrt{\frac{Y M_{\max}}{f_a B}} \quad (\text{D.70})$$

(Persamaan 12.85 Brownell & Young, 1959)

$$K = A/B = 65,53011778 \text{ in} / 61,9973507 \text{ in} = 1,056982549 \text{ in}$$

Dari Fig.12.22 dengan $K = 1,056982549$ (Brownell & Young, 1959)

Diperoleh nilai $Y = 20$

$$M_{\max} = M_o = 773291,377 \text{ lb.in}$$

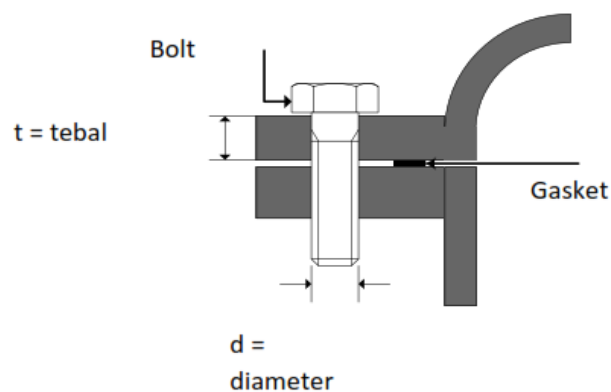
Diperoleh nilai $Y = 20$

$$B = 61,9973507 \text{ in}$$

$$f_a = 15.000$$

$$t = \sqrt{\frac{Y M_{\max}}{f_a B}} = \sqrt{\frac{20 \times 773291,377}{15000 \times 61,9973507}} = 4,07806 \text{ in} = 0,339838 \text{ ft}$$

Sehingga diambil ketebalan *flange* = 4,07806 in = 0,339838 ft



Gambar D.7 Detail untuk *Flange* and *bolt* pada *Head* Reaktor

D.1.17 Berat Reaktor

Berat reaktor terdiri dari :

1. Berat *shell*

$$\begin{aligned}\text{Berat shell} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{ODs}^2 - \text{IDs}^2) \times L_s \cdot \rho_{\text{shell}} \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 [(1,575)^2 - (1,526)^2] \times 8,0419 \text{ m} \times 8,910 \text{ kg/m}^3 \\ &= 195,6310 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. Berat *head* dan *bottom*

$$\begin{aligned}\text{Berat head dan bottom} &= 2 \times V_{\text{hb}} \cdot \rho_{\text{steel}} \\ &= 2 \times (0,278973124 \text{ m}^3) (8,910 \text{ kg/m}^3) \\ &= 49,7130 \text{ kg}\end{aligned}$$

3. Berat *tube*

$$\begin{aligned}\text{Berat tube} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) L_s \times \rho_{\text{steel}} \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot [(1,575)^2 - (1,526 \text{ m})^2] \times 8,0419 \text{ m} \times 8,910 \text{ kg/m}^3 \\ &= 97,8155 \text{ kg}\end{aligned}$$

4. Berat aksesoris pada reaktor

Nozzle umpan reaktor

Nozzle metanol

Ukuran = 10 in

Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg (Brownell & Young fig. 12.2, 1959)

Nozzle produk

Ukuran = 10 in

Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg (Brownell & Young, 1959)

Nozzle pendingin masuk shell

Ukuran = 10 in

Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg (Brownell & Young, 1959)

Nozzle pendingin keluar shell

Ukuran = 10 in

Berat *nozzle* = 52 lb = 23,5868 kg (Brownell & Young, 1959)

Manhole

Ukuran = 24 in

Berat manhole = 260 lb = 117,934 kg

$$\begin{aligned}\text{Berat total aksesoris} &= 23,5868 \text{ kg} + 23,5868 \text{ kg} + 23,5868 \text{ kg} + 23,5868 \\ &\text{kg} + 117,934 \text{ kg} \\ &= 188,6944 \text{ kg}\end{aligned}$$

5. Berat material dalam reaktor

1) Berat bahan baku

$$\begin{aligned}\text{Berat gas} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot \text{ID}^2 \cdot L_t \cdot \rho_{\text{gas}} \times Nt \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (1,53 \text{ m})^2 \times 8,0419 \text{ m} \times 8,910 \text{ kg/m}^3 \times 620 \\ &= 81635,78 \text{ kg}\end{aligned}$$

2) Berat katalis

$$\text{Berat katalis} = 2453,036170 \text{ kg}$$

3) Berat pendingin

$$\begin{aligned}\text{Berat pendingin} &= \text{flow area shell } (A_s) \times L \times \rho_{\text{pendingin}} \\ &= (0,225053 \text{ m}^2) \times 8,0419 \text{ m} \times 8,910 \text{ kg/m}^3 \\ &= 161,125 \text{ kg}\end{aligned}$$

4) Total berat material dalam reaktor :

$$\begin{aligned}&= (81635,78 \text{ kg} + 2453,03 \text{ kg} + 161,125 \text{ kg}) \\ &= 84249,935 \text{ kg}\end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned}\text{Total berat reaktor} &= \text{berat shell} + \text{berat head} + \text{berat tube} + \text{berat aksesoris} + \\ &\text{berat material dalam reaktor} \\ &= 195,6310 \text{ kg} + 49,7130 \text{ kg} + 97,8155 \text{ kg} + 188,6944 \text{ kg} + \\ &\quad 84249,935 \text{ kg} \\ &= 84781,788 \text{ kg} \\ &= 186911,848 \text{ lb}\end{aligned}$$

D.1.18 Desain Sistem Penyangga

1. Desain *skirt support*

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu. Ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending momen* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

a. Momen pada base

$$M = P_w D_{is} H h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Tabel 9.1, Brownell and Young 1959)}$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 5,0068 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 26,3844 \text{ ft}$$

$$h_l = \text{level arm} = H/2 = 13,1922 \text{ ft}$$

$$M = 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,0068 \text{ ft} \times 26,3844 \text{ ft} \times 13,1922 \text{ ft} \\ = 43.567,7068 \text{ lb. ft}$$

b. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambung *skirt*)

$$M_T = M - h_T(V - 0,5P_w D_{is} h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$V = \text{tegangan geser total } (P_w \cdot D_{is} \cdot H) = 3.439,6536 \text{ lb}$$

$$h_T = \text{ketinggian } \textit{skirt} = 10 \text{ ft}$$

momen pada batas penyambung:

$$M_T = 43.375,7519 - 10[3.439,6536 - (0,5 \times 25 \times 5,4552 \times 10)] \\ = 24.506,8351 \text{ lb.ft}$$

c. Menentukan tebal *skirt*

$$t = \frac{12 M_T}{R^2 \pi S E}$$

Keterangan:

$$E = \text{efisiensi penyambung kolom dan } \textit{skirt} = 0,8 \text{ (butt joint welding)}$$

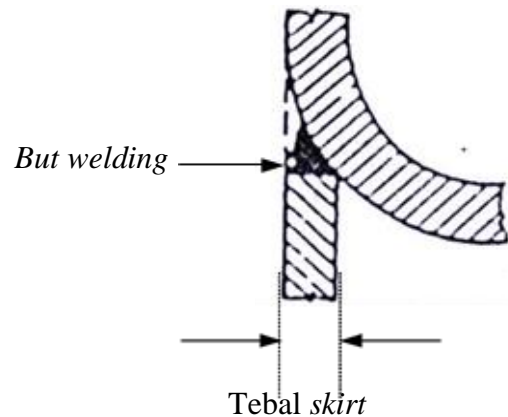
$$S = \text{allowable stress} = 12.650 \text{ psi}$$

R = radius luar *skirt* = 2,2 ft

$$t = \frac{12 \times 24.506,8351}{2,2^2 \times 3,14 \times 12.650 \times 0,8} +$$

$$t = 2,5495 \text{ in}$$

Digunakan ketebalan *skirt* 2,5495 in



Gambar D.6 Skirt

d. Desain Anchor Bolt

Vertikal vessel harus merekat erat pada *concrete fondation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal vessel. Pada vessel yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar mereka kuat pada *concrete pondation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlalu dekat yakni tidak kurang dari 18 in. Pada vessel diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

pada menara distilasi, *anchor bolt* desain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat. Digunakan *bolt* dengan ukuran 2 in maka dari tabel satandar *anchor bolt chair*. Tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Short cuts to anchor bolting and base ring sizing*, Petroleum Refiner, Juni 1963 (Megesy hal 76, 1983).

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 ³ / ₄	3	2 ¹ / ₂	1/2	3/4	1 ¹ / ₄	1 ¹ / ₂
1 ¹ / ₈	1 ⁷ / ₈	3	2 ¹ / ₂	1/2	3/4	1 ³ / ₈	1 ⁵ / ₈
1 ¹ / ₄	2	3	2 ¹ / ₂	1/2	1	1 ¹ / ₂	1 ³ / ₄
1 ³ / ₈	2 ¹ / ₈	4	3	5/8	1	1 ⁵ / ₈	1 ⁷ / ₈
1 ¹ / ₂	2 ¹ / ₄	4	3	5/8	1 ¹ / ₄	1 ³ / ₄	2
1 ⁵ / ₈	2 ³ / ₈	4	3	5/8	1 ¹ / ₄	1 ⁷ / ₈	2 ¹ / ₈
1 ³ / ₄	2 ¹ / ₂	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ¹ / ₂	2	2 ¹ / ₄
1 ⁷ / ₈	2 ⁵ / ₈	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ¹ / ₂	2 ¹ / ₈	2 ³ / ₈
2	2 ³ / ₄	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ³ / ₄	2 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂
2 ¹ / ₄	3	6	4	1	1 ³ / ₄	2 ¹ / ₂	2 ³ / ₄
2 ¹ / ₂	3 ¹ / ₄	6	4	1	2	2 ³ / ₄	3
2 ³ / ₄	3 ¹ / ₂	7	5	1 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂	3	3 ¹ / ₄
3	3 ³ / ₄	7	5	1 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂	3 ¹ / ₄	3 ¹ / ₂

The above table is taken from Scheiman A.D. Short Cuts to Anchor Bolting and Base Ring Sizing. Petroleum Refiner, June 1963.

Gambar D.7 Dimensions inches anchor bolt

A = 2,75 in

B = 5 in

C = 3,5 in

D = 0,75 in

E = 1,75 in

F = 2,25 in

G = 2,5 in

D.1.19 Perancangan Pondasi

Perancangan pondasi dengan sistem konstruksi beton terdiri dari campuran semen, kerikil, pasir dengan perbandingan 1:2:3. Direncanakan pondasi berbentuk limas terpancung. Dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom yang bekerja pada pondasi.

Berat *vessel*, termasuk perlengkapannya yang diterima oleh :

I-beam pada kondisi operasi = 327963,1886 lb

Berat I-Beam yang diterima oleh *base plate* = 99005,38858 lb

Jadi berat total yang diterima oleh pondasi = 426963,782 lb

digunakan tanah dengan ukuran :

Luas bagian atas (a) = 5100,8164 in² (71,42 in × 71,42 in)

$$\begin{aligned}
\text{Luas bagian bawah (b)} &= 5840,00193 \text{ in}^2 (76,42 \text{ in} \times 76,42 \text{ in}) \\
\text{Tinggi pondasi} &= 30 \text{ in} \\
\text{Volume pondasi} &= 1/3 \times \text{tinggi pondasi} \times ((a+b) + (a \times b)^{1/2}) \\
&= 1/3 \times 30 \times ((5100,8164 + 5840,00193) + (5100,8164 \times \\
&\quad 5840,00193)^{1/2}) \\
&= 163987,5 \text{ in}^3 \\
&= 94,90017 \text{ ft}^3 \\
\text{Berat pondasi (W)} &= V \times \text{densitas beton} \\
&= 94,900173611 \text{ ft}^3 \times 140 \text{ lb/ft} \\
&= 13286,02431 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Jadi berat total yang diterima tanah adalah

$$\begin{aligned}
W_{\text{tot}} &= \text{berat total yang diterima pondasi} + \text{berat pondasi} \\
&= 426963,782 \text{ lb} + 13286,02431 \text{ lb} \\
&= 440249,8065 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Tegangan tanah karena beban (Γ) = $P/F < 10 \text{ ton/ft}^2$

Keterangan :

P = beban yang diterima tanah (lb)

F = Luas alas (ft^2)

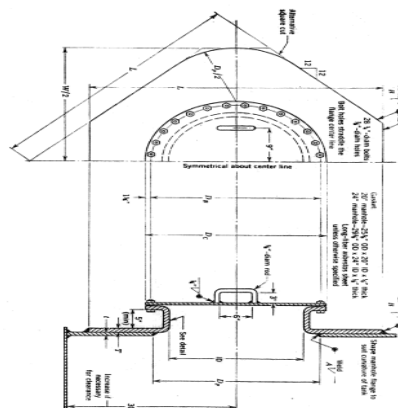
Jadi tegangan karena beban (Γ):

$$\begin{aligned}
\Gamma &= \frac{W_{\text{tot}}}{b} \\
&= \frac{440249,8065 \text{ lb}}{5840,0164} \\
&= 75,38502914 \text{ lb/in}^2 \\
&= 5,4277 \text{ ton/ft}^2 < 10 \text{ ton/ft}^2
\end{aligned}$$

D.1.22 Penentuan *Manhole*

Manhole adalah lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Direncanakan *manhole* dipasang pada kolom bagian atas reaktor dengan ukuran standar 24 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell & Young, 1959 Appendix F item 4) dengan spesifikasi:

Tebal <i>manhole</i>	= 0,375 in
Jumlah	= satu
Ukuran potongan	
<i>Weld A</i>	= 0,1875 in
<i>Weld B</i>	= 0,375 in
Panjang sisi	= 53,5 in
Lebar <i>reinforcement</i> , <i>W</i>	= 64 in
Diameter <i>manhole</i> , <i>ID</i>	= 24 in
<i>Max</i> diameter lubang, <i>Dp</i>	= 28,5 in
Diameter plat penutup	
<i>Cover plate</i>	= 32,75 in
Diameter <i>bolt circle</i> , <i>Db</i>	= 30,25 in



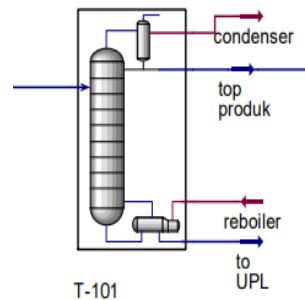
Gambar D.13 *Manhole*

D.2 Kolom Distilasi (Nurul Aulia Harahap/180140023)

Nama Alat	: Distilasi
Kode	: T-101
Fungsi	: Memisahkan Dimetil Eter berdasarkan perbedaan titik didih
Tipe	: <i>Sieve Tray</i>

Prinsip Kerja : Kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang- lubang *tray/plate* yang terdispersi oleh liquid yang mengalir di atasnya.

Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai refluks. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom product*.



Gambar D.1 Kolom Distilasi (T-101)

Tabel D.2.1 Neraca Massa Distilasi (T-101)

Komponen	Massa Masuk (Kg/Jam)	Massa Keluar (Kg/Jam)	
	<i>Feed</i>	<i>Distilate</i>	<i>Bottom</i>
CH ₃ OCH ₃	12.626,2620	12.626,2620	0
CH ₃ OH	728,4102	0	728,4102
H ₂ O	4.960,4212	0	4.960.4212
Sub Total	18.315,0934	12.626,2620	5.688,8314
Total	18.315,0934	18.315,0934	

(Sumber: BAB III Neraca Massa)

Tabel D.2.2 Neraca Massa Distilasi (T-101)

Komponen	Massa Masuk (Kmol/Jam)	Massa Keluar (Kmol/Jam)	
	<i>Feed</i>	<i>Distilate</i>	<i>Bottom</i>
CH ₃ OCH ₃	274,1264	274,1264	0
CH ₃ OH	23,9883	0	23,9883
H ₂ O	275,1264	0	275,1264
Sub Total	573,3878	274,1264	299,2614
Total	573,3878	573,3878	

Tabel D.2.2 Kondisi Operasi Umpan Kolom Distilasi (T-001)

Kondisi	Temperatur (°C)	Tekanan (Atm)	Laju Alir (Kg/Jam)
<i>Feed</i> masuk	66,89	2	18.315,0934
<i>Top</i>	68,65	2	12.626,2620
<i>Bottom</i>	99,85	2	5.688,8314

(Sumber: BAB III Neraca Massa)

Tabel D.9 Fraksi Mol Campuran pada Kolom Distilasi I (T-101)

Komponen	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
CH ₃ OH	0.0398	0	0,128
CH ₃ OCH ₃	0.6879	1	0
H ₂ O	0.2703	0	0,8719
Total	1	1	1

Perhitungan yang dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi

II (D-101), meliputi:

1. Kondisi operasi
2. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan head menara
3. Spesifikasi *tray*
4. Spesifikasi alat penunjang Kolom Fraksinasi.

D.2.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi II (D-102)

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, ludwig, 1980)
2. Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

D.2.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Carbon Steel SA-283 grade C* dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi.

D.2.3 Kondisi Operasi

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode *McCabe-Thiele*. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut:

1. Pengenalan dan asumsi

Metode grafik-matematika dapat ditentukan dengan nomor *tray* teoritis atau *stage* yang dibutuhkan untuk pemisahan campuran komponen A dan B digunakan metode *McCabe-Thiele*. Metode yang digunakan kesetimbangan massa sekitar bagian *tower*, yang digunakan untuk garis operasi kesetimbangan *xy*.
 Persamaan kesetimbangan massa total:

$$F = D + W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-3}) \quad (\text{G.1})$$

Persamaan kesetimbangan massa komponen:

$$F X_F = D X_D + W X_W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-4}) \quad (\text{G.2})$$

2. Perhitungan bagian *entraining* (*section entraining*)

Section entraining merupakan perhitungan pada bagian atas atas tower distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-5})$$

(G.3)

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$(V_{n+1})(y_{n+1}) = L_n X_n + D X_D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-6})$$

(G.4)

Persamaan menentukan garis operasi *entraining*:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D X_D}{V_{n+1}} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

(G.4)

Dengan *slope* = $R/(R+1)$, dan *intersept* garis pada $x = 0$, $y = X_D/(R+1)$

3. Perhitungan bagian *stripping* (*section stripping*)

Section stripping merupakan perhitungan pada bagian bawah *tower* distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{m+1} = L_m - D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-9})$$

(G.5)

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m X_m + D X_w \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-10})$$

(G.6)

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} X_m + \frac{W X_w}{V_m} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-11})$$

(G.7)

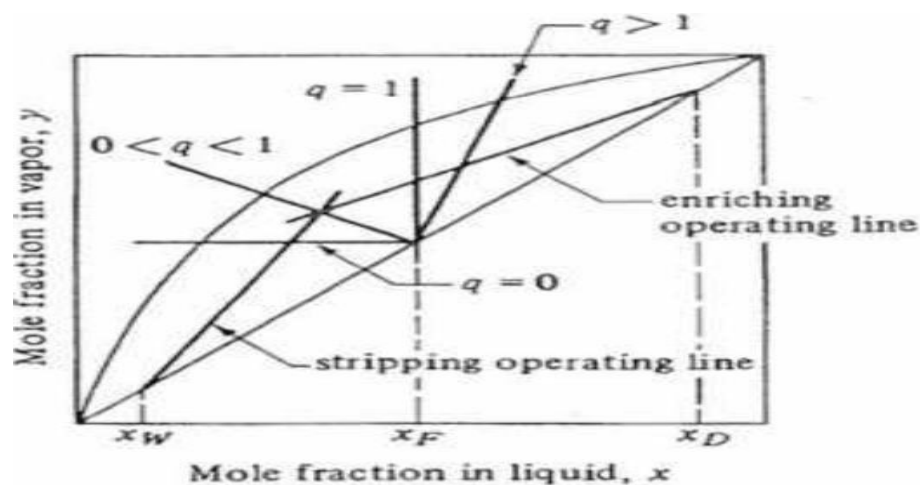
Dengan *slope* = $L_m/(V_{m+1})$, dan *intersept* garis pada $x = 0$, $y = -W X_w/V_{m+1}$.

4. Pengaruh dari kondisi *feed*

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-12})$$

(G.8)

Berikut gambar garis operasi dari *q line*:



Gambar D.2 Lokasi dari *q line* pada kondisi: cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan + uap ($0 < q < 1$), *saturated vapor* ($q = 0$)

D.2.4 Perhitungan kondisi Operasi

Neraca massa total:

$$\begin{aligned} \text{Aliran Feed} &= \text{Aliran } \textit{distilat} + \text{aliran } \textit{bottom} \\ 18.315,0934 \text{ kg/jam} &= 12.626,2620 \text{ Kg/jam} + W \\ W &= 18.315,0934 \text{ Kg/jam} - 12.626,2620 \text{ Kg/jam} \\ W &= 5.688,8314 \text{ Kg/jam} \\ &= 12543,87324 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *Bottom product (section enriching)*:

$$\begin{aligned} \text{Rasio reflux (R)} &= 1 \\ R &= L_n/D \\ L_n &= 1 \times D \\ &= 1 \times 12.626,2620 \text{ Kg/jam} \\ &= 12.626,2620 \text{ Kg/jam} \\ V_n &= L_n + D \quad \text{(Geankoplis, 1993) (G.9)} \\ &= 12.626,2620 \text{ Kg/jam} + 12.626,2620 \text{ Kg/jam} \\ &= 25.252,524 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *Top product (entraining section)*:

$$\begin{aligned} X_D &= 0,998 \\ y &= \frac{X_D}{(R+1)} \quad \text{(G.10)} \\ y &= \frac{0,998}{(1+1)} \\ &= 0,499 \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *Bottom product (section stripping)*:

$$\begin{aligned} W &= 5.688,8314 \text{ Kg/jam} \\ L_m &= F \\ &= 18.315,0934 \text{ kg/jam} \\ V_{m+1} &= L_m - W \quad \text{(Geankoplis, 1993)} \\ &= 18.315,0934 \text{ kg/jam} - 5.688,8314 \text{ Kg/jam} \\ &= 12.626,262 \text{ Kg/jam} \\ \text{Dengan slope} &= L_m/W_{m+1} \text{ dari } \textit{intersept} \text{ garis pada } x = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dengan slope} &= \frac{L_m}{(V_{m+1})} \\
 &= \frac{18.315,0934}{12.626,262} \\
 &= 1,450440594
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kemiringan } q \text{ line} &= \text{slope } L_m/V_{m+1} \\
 &= \text{slope } \tan \alpha \text{ } 1,450440594
 \end{aligned}$$

$$1,450440594 = \tan \alpha$$

$$\text{Inv. tan } 1,450440594 = 55,41584636^\circ$$

D.2.5 Menentukan Spesifikasi Kolom Fraksinasi

A. Jarak Antar Tray

Tinggi *tray spacing* pada umumnya antara 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1983).

Diambil *tray spacing* = 0,55 m.

Laju alir massa bagian atas

- *Feed* = F = 18.315,0934 kg/jam
- *Top product* = D = 12.626,2620 Kg/jam
- *Vapor rate* = V = 13.952,01951 Kg/jam
- *Liquid rate* = L = 6.713,06297 Kg/jam

Laju alir massa bagian bawah

- *Bottoom product* = W = 5.688,8314 Kg/jam
- *Liquid rate* = L' = L + F
= 25.028,16 kg/jam
- *Vapor rate* = V' = L - W
= 19.339,32 Kg/jam

a. *Liquid-Vapour Flow Factor* (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{J M.Couldson. Eq.11.82})$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapor flow factor*

L_w = Laju alir massa cairan (kg/jam)

V_w = Laju alir massa uap (kg/jam)

ρ_L = Densitas cairan (kg/m^3)

ρ_v = Densitas uap (kg/m^3)

1). ***Liquid vapour flow faktor on top***

Diketahui:

$$L_w = 6.713,06297 \text{ Kg/jam}$$

$$V_w = 13.952,01951 \text{ Kg/jam}$$

$$\rho_v = 1,70481 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 181,4658 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{LV, \text{top}} = \frac{6,713,06297}{13.952,01951} \sqrt{\frac{1,70481}{181,4658}}$$

$$F_{LV, \text{top}} = 0,0466$$

Plate spacing 0,45 dan $F_{LV} = 0,0466$ maka $K_i = 0,08$

2). ***Liquid vapour flow reactor on bottom***

Diketahui:

$$L_w = 6.713,0628 \text{ kg/jam}$$

$$V_w = 13.952,01951 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = 0,6071 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 233,9592 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{LV, \text{bot}} = \frac{6.713,0628}{13.952,01951} \sqrt{\frac{0,6071}{233,9592}}$$

$$F_{LV, \text{bot}} = 0,0245$$

Plate spacing 0,45 dan $F_{LV} = 0,0245$ maka $K_i = 0,081$

b. **Menentukan Kecepatan Flooding**

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Coulson, 1983, pers 11.81)

Keterangan:

u_f = Kecepatan flooding (m/s)

K_i = konstanta

Kecepatan *flooding* bagian atas :

$$\begin{aligned} u_{f, \text{top}} &= 0,08 \sqrt{\frac{181,4658 \text{ kg/m}^3 - 1,7048 \text{ kg/m}^3}{1,7048 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 0,6292 \text{ m/s} \\ &= 2,0642 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah :

$$\begin{aligned} u_{f, \text{bot}} &= 0,081 \sqrt{\frac{233,9592 - 0,6071 \text{ kg/m}^3}{0,6071 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 2,0281 \text{ m/s} \\ &= 6,6868 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan *flooding* (Coulson, 1983), untuk perancangan diambil $u_v = 80\% u_f$

Kecepatan uap pada bagian atas (*top*):

$$\begin{aligned} u_{v, \text{top}} &= 80\% \times u_{f, \text{top}} \\ &= 80\% \times 0,6292 \text{ m/s} \\ &= 0,5033 \text{ m/s} \\ &= 1,6513 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*):

$$\begin{aligned} u_{v, \text{bot}} &= 80\% \times u_{f, \text{bottom}} \\ &= 80\% \times 2,0281 \text{ m/s} \\ &= 1,6305 \text{ m/s} \\ &= 5,3495 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

c. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum (Q_v maks)

$$Q_{v, \text{maks}} = \frac{V_w}{\rho_v \times 3600}$$

Keterangan:

$Q_{v, \text{maks}}$ = laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

V = laju alir massa uap (kg/jam)

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas:

$$Q_{V\text{maks top}} = \frac{13.952,0195 \text{ kg/jam}}{1,7048 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600}$$

$$= 2,2733 \text{ m}^3/\text{s}$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah:

$$Q_{V\text{maks botom}} = \frac{13.952,0195 \text{ kg/jam}}{2,0281 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600}$$

$$= 6,3838 \text{ m}^3/\text{s}$$

d. Menentukan Luas Area Netto untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v}$$

Keterangan :

A_n = Luas area Netto (m^2)

Q_v = Laju alir volumetrik (m^3/s)

U_v = Kecepatan uap (m/s)

Luas area netto bagian atas (*top*):

$$A_{n,\text{top}} = \frac{2,2733}{0,5033}$$

$$= 4,5165 \text{ m}^2$$

Luas area netto bagian bawah (*bottom*):

$$A_{n,\text{bot}} = \frac{6,3838}{1,6305}$$

$$= 3,9152 \text{ m}^2$$

e. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara

Menghitung luas penampang lintang menara:

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

Luas penampang *downcomer* (A_d)= 20% dari luas keseluruhan, sehingga:

$$A_{c,\text{top}} = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

$$= \frac{4,5165}{1 - 0,2}$$

$$= 5,6457 \text{ m}^2$$

$$A_{c,\text{bot}} = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

$$= \frac{3,9152}{1 - 0,2}$$

$$= 4,8939 \text{ m}^2$$

f. Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas (top):

$$\begin{aligned} D_{c,top} &= \sqrt{\frac{4 \times 5,6457}{3,14}} \\ &= 2,6818 \text{ m} \end{aligned}$$

Diameter menara bagian bawah (*bottom*):

$$\begin{aligned} D_{c,bot} &= \sqrt{\frac{4 \times 4,8939}{3,14}} \\ &= 2,4969 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan volumetrik maksimum cairan:

$$Q_{LB} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}}$$

Keterangan:

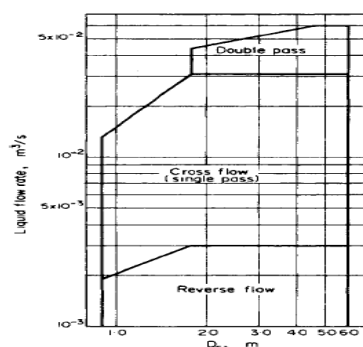
$Q_{L,B}$ = Laju alir volumetrik bagian *bottom* (m^3/s)

L_w = Laju alir massa cairan bagian *bottom* (kg/s)

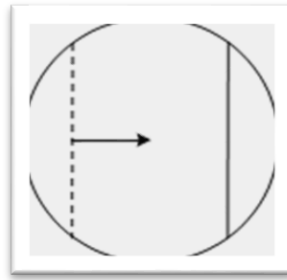
ρ_L = Densitas cairan bagian *bottom* (kg/m^3)

Kecepatan volumetrik maksimum cairan bawah (*bottom*):

$$\begin{aligned} Q_{LB} &= \frac{6.713,0629 \text{ kg/jam}}{233,9592 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ s/jam}} \\ &= 0,0079 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$



Gambar D.16 Grafik *Selection of liquid-flow Arrangement*



Gambar D.17 *Liquid Flow on Single Pass*

B. Perancangan Tray

$$\text{Tray Spacing} = 0,55 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tray, (Dc)} = 2,6818 \text{ m}$$

Luas tray, (Ac)

$$\begin{aligned} A_c &= \pi/4 \times D_c^2 \\ &= \pi/4 \times (2,6818)^2 \\ &= 5,6457 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas downcomer, (Ad)

$$\begin{aligned} A_d &= 0,12 A_c \\ &= 0,12 \times 5,6457 \text{ m}^2 \\ &= 0,6775 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas netto, (An)

$$\begin{aligned} A_n &= A_c - A_d \\ &= 5,6457 \text{ m}^2 - 0,6775 \text{ m}^2 \\ &= 4,9682 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas aktif, (Aa)

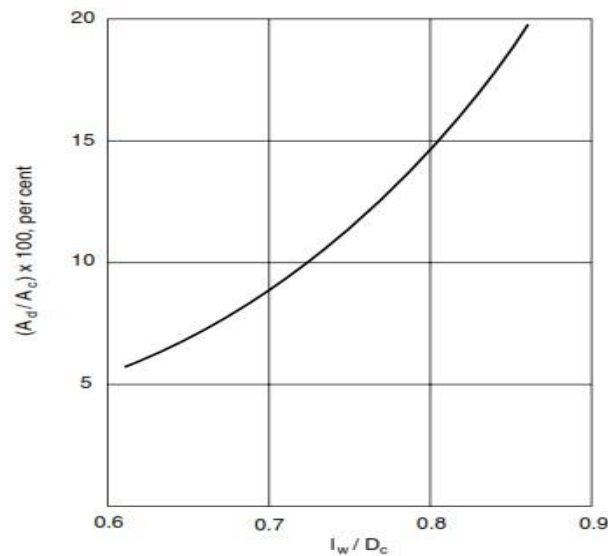
$$\begin{aligned} A_a &= A_c - 2 A_d \\ &= 5,6457 \text{ m}^2 - 2 \times 0,6775 \text{ m}^2 \\ &= 4,2907 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas hole, (Ah)

$$\begin{aligned} A_h &= 0,03 A_a \\ &= 0,03 \times 4,2907 \text{ m}^2 \\ &= 0,1287 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari *figure* 11.31 (Coulson, 1983), untuk $A_d/A_c = 0,12$, maka:

$$\begin{aligned} L_w/D_c &= 0,82 \\ \text{Panjang weir, } l_w &= 0,82 \times D_c \\ &= 0,82 \times 2,6818 \text{ m} \\ &= 2,1991 \text{ m} \end{aligned}$$



Gambar D.4 Grafik Penentuan Panjang Weir

a. Tinggi Weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi weir yang digunakan antara 40-90 mm (0,13123-0,29528 ft)-. Tinggi weir yang direkomendasikan adalah antara 40–50 mm (0,13123-0,16404ft) (Coulson,1983). Tinggi weir yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m (0.16404 ft)

b. Diameter Hole (dh)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm (0.08202-0.03937 ft), dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (0,01640 ft) (Coulson, 1983).Diameter *hole* yang digunakan = 5 mm = 0,01640 ft .

c. Hole Pitch

Hole pitch sebaiknya tidak kurang dari 2 *hole* diameter dan normlanya digunakan antara 2,5-25 mm diameter.

d. Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 5 mm = 0,1181103 in (Coulson, 1983).

e. Pengecekan *Weeping Rate*

Maksimum liquid rate ($L_{w,max}$)

$$\begin{aligned} L_{w, \max} &= \frac{L}{3600} \\ L_{w, \max} &= \frac{6713,0629 \text{ kg/jam}}{3600} \\ &= 1,8647 \text{ kg/s} \\ &= 4,1117 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Turn down ratio = 80%

$$\begin{aligned} L_{w, \min} &= 80\% \times L_{w, \max} \\ &= 0,8 \times 1,8647 \text{ kg/s} \\ &= 1,4918 \text{ kg/s} \\ &= 3,2894 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Tinggi *weir liquid crest* (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \times \frac{L_w}{\rho_L \times I_w}$$

Keterangan :

L_w = *liquid flow rate*, kg/s

I_w = panjang *weir*, m

ρ_L = densitas *liquid*, kg/m³

h_{ow} = *weir crest*, mm liquid

1. Menara Bagian Atas

$$\begin{aligned} h_{ow, \max} &= 750 \times \left[\frac{L_{w, \max}}{\rho_L \cdot I_w} \right]^{2/3} \\ &= 750 \times \left[\frac{1,8648 \text{ kg/s}}{181,4658 \text{ kg/m}^3 \times 2,1991 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 0,000073 \text{ m/s liquid} \\ &= 0,0054 \text{ mm/s liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ow, \min} &= 750 \left[\frac{L_{w, \min}}{\rho_L \cdot I_w} \right]^{2/3} \\
 &= 750 \left[\frac{1,4918 \text{ kg/s}}{181,4658 \text{ kg/m}^3 \times 2,1991 \text{ m}} \right]^{2/3} \\
 &= 4,6583 \text{ m/s liquid} \\
 &= 0,0034 \text{ mm/s liquid}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada rate minimum } h_w + h_{ow} &= 50 \text{ mm} + 0,0054 \text{ mm/s} \\
 &= 50,0054 \text{ mm/s}
 \end{aligned}$$

Dari fig. 11.30 Coulson 1983, nilai K_2 diperoleh sebagai berikut:

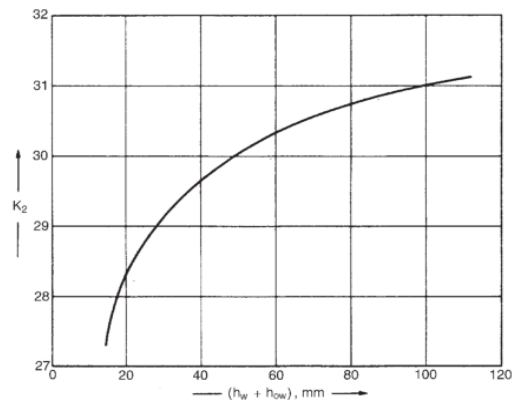


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujee, 1959)

Gambar D.19 Weep Point Correlation

$$K_2 = 30$$

Minimum design vapour velocity (\hat{u}_h)

$$\hat{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

Keterangan :

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

dh = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$\begin{aligned}
 \hat{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \\
 &= \frac{[30 - 0,90 (25,4 - 5 \text{ mm})]}{(1,7048 \text{ kg/m}^3)^{1/2}}
 \end{aligned}$$

$$= 696,4299 \text{ m/s}$$

Actual minimum vapour velocity (U_v, min actual)

$$\begin{aligned} U_{\text{am}} &= \frac{Q_{\text{vtop}}}{A_{\text{h}}} \\ &= \frac{2,2733}{0,1287} \\ &= 17,6607 \text{ m/s} \end{aligned}$$

U_{am} < û_h sehingga tidak terjadi weeping.

2. Menara bagian bawah

$$\begin{aligned} h_{\text{ow,max}} &= 750 \times \left[\frac{L_{\text{w,maks}}}{\rho_{\text{L}} \cdot J_{\text{w}}} \right]^{2/3} \\ &= 750 \times \left[\frac{1,8647 \text{ kg/s}}{233,9592 \text{ kg/m}^3 \times 2,1991 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 4,3788 \text{ m/s liquid} \\ &= 0,0032 \text{ mm/s liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{ow, min}} &= 750 \left[\frac{L_{\text{w,min}}}{\rho_{\text{L}} \cdot J_{\text{w}}} \right]^{2/3} \\ &= 750 \left[\frac{1,4918 \text{ kg/s}}{233,9592 \text{ kg/m}^3 \times 2,1991 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 2,8024 \text{ m/s liquid} \\ &= 0,0021 \text{ mm/s liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pada rate minimum } h_{\text{w}} + h_{\text{ow}} &= 50 \text{ mm} + 0,0032 \\ &= 50,0032 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari fig. 11.30 (coulson,1983), maka di peroleh :

$$K_2 = 30$$

Minimum *design vapour velocity* (û_h)

$$\begin{aligned} \hat{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \\ \hat{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \\ &= \frac{[30 - 0,90 (25,4 - 5 \text{ m})]}{(0,6071 \text{ kg/m}^3)^{1/2}} \\ &= 1955,6802 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapour velocity (U_v , min actual)

$$\begin{aligned} U_{am} &= \frac{Q_{vbot}}{A_h} \\ &= \frac{6,3838}{0,1287} \\ &= 49,5938 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$U_{am} < \hat{u}_h$ sehingga tidak terjadi *weeping*.

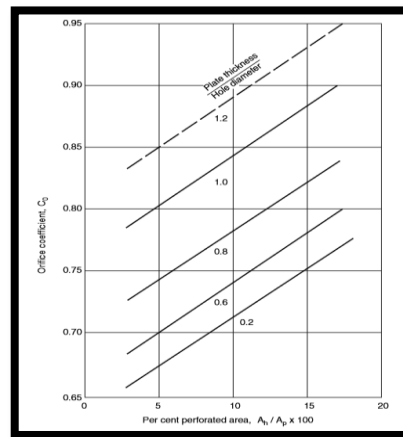
D.2.6 Plate Pressure Drop

1) Menara Bagian Atas

Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (\hat{U}_h)

$$\begin{aligned} \hat{U}_h &= \frac{Q_{v,maks}}{A_h} \\ &= \frac{2,2733 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1287 \text{ m}^2} \\ &= 17,6607 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari figure 11.34 JM. Coulson edisi ke 6, untuk:



Gambar D.20 Discharge Coefficient, sieve plate

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{5} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0.03$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 3$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,78

Dry platedrop (h_d)

$$h_d = 51 \times \left[\frac{\hat{u}h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

Keterangan :

u_h = Kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

A_h = Luas hole (m^2)

$U_{v, \text{bottom}}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m^3/s)

ρ_v = densitas uap bagian Top (kg/m^3)

ρ_L = densitas liquid bagian Top (kg/m^3)

C_o = orifice coefficient h_d = Dry plate drop (mm)

h_d = Dry plate drop (mm)

$$h_d = 51 \times \left[\frac{\hat{u}h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \times \left[\frac{17,6607}{0,757} \right]^2 \frac{0,6071}{233,9592}$$

$$= 72,0290 \text{ mm liquid}$$

Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

Keterangan :

h_r = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian *bottom* (kg/m^3)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{233,9592}$$

$$= 53,4281 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (h_t)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$= 72,0290 + (50 + 0,0054) + 53,4281$$

$$= 175,4626 \text{ mm}$$

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L$$

$$= 9,81 \times 0,001 \times 175,4626 \times 233,9592$$

$$= 402,7112 \text{ Pa}$$

$$= 0,0019 \text{ atm}$$

2). Menara Bagian Bawah

Jumlah maksimum vapour yang melewati hole (\hat{U}_h)

$$\begin{aligned}\hat{U}_h &= \frac{U_{v,\text{maks}}}{A_h} \\ &= \frac{6,3837 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1287 \text{ m}^2} \\ &= 49,5938 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Dari figure 11.34 JM. Couldson edisi ke 6, untuk:

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,03$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 3$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,757

Dry plate drop (hd)

$$\begin{aligned}h_d &= 51 \times \left[\frac{49,5938}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \\ &= 51 \times \left[\frac{49,5938}{0,757} \right]^2 \frac{0,6071}{233,9592} \\ &= 568,0003 \text{ mm liquid}\end{aligned}$$

Keterangan :

\hat{U}_h = Kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

A_h = Luas hole (m²)

$U_{v,\text{bottom}}$ = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρ_v = densitas uap bagian Bottom (kg/m³)

ρ_L = densitas liquid bagian Bottom (kg/m³)

C_o = orifice coefficient h_d

h_d = Dry plate drop (mm)

Residual head (hr)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

Keterangan :

h_r = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian *bottom* (kg/m³)

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{12,5 \times 10^3}{233,9592} \\ &= 53,4281 \end{aligned}$$

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 72,0290 + (50 + 0,0054) + 53,4281 \\ &= 175,4626 \text{ mm liquid} \\ \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L \\ &= 9,81 \times 0,001 \times 175,4626 \times 233,9592 \\ &= 402,7112 \text{ Pa} \\ &= 0,0019 \text{ atm} \end{aligned}$$

12. *Downcomer liquid backup*

a. Menara Bagian Atas

Downcomer pressure loss (h_{ap})

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi *downcomer liquid back-up*. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi *downcomer liquid back-up* atau tidak adalah :

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm}) \\ h_{ap} &= h_w - (10 \text{ mm}) \\ &= 50 - 10 \\ &= 40 \text{ mm} \\ &= 0,0016 \text{ in} \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \cdot I_w \\ &= 40 (2,1991) \end{aligned}$$

$$= 87,9624 \text{ m}$$

$$= 0,0879 \text{ m}^2$$

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2$$

$$h_{dc} = 166 \times \left[\frac{1,8647}{181,4657 \times 0,0879} \right]^2$$

$$= 1,2149 \text{ mm}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 50 + 0,0054 + 175,4626 + 1,2149$$

$$= 226,6829 \text{ mm}$$

$$= 0,2267 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,25 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

b. Menara Bagian Bawah

Downcomer pressure loss (h_{ap})

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah :

$$h_{ap} = h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm})$$

$$h_{ap} = h_w - (10 \text{ mm})$$

$$= 50 - 10$$

$$= 40 \text{ mm}$$

$$= 0,0016 \text{ in}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned}
 A_{ap} &= h_{ap} \cdot I_w \\
 &= 40 (2,1991) \\
 &= 87,9624 \text{ m} \\
 &= 0,0879 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$\begin{aligned}
 h_{dc} &= 166 \times \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \\
 h_{dc} &= 166 \times \left[\frac{1,8647}{233,9592 \times 0,0879} \right]^2 \\
 &= 0,7309 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$\begin{aligned}
 h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\
 &= (50+0,0032) + 175,4626 + 0,7309 \\
 &= 226,1960 \text{ mm} \\
 &= 0,2262 \text{ m} \\
 h_b &< \frac{1}{2} (l_t + h_w) = 0,25 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (J.M. Couldson.p.474)

D.2.7 Check resident time (tr)

a. Menara bagian atas

$$t_r = \frac{A_d \times h_b \times \rho_L}{L_w \text{ maks}}$$

Keterangan :

- t_r = downcomer residence time, s
- A_d = luas permukaan downcomer, m²
- h_b = *clear liquid back-up*, m
- ρ_L = rapat massa cairan, kg/m³
- L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

Jika $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui downcomer

$$t_r = \frac{0,6774 \times 0,2267 \times 181,4657}{1,8647}$$

$$t_r = 14,9449 \text{ s} > 3 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

b. Menara bagian bawah

$$t_r = \frac{0,6774 \times 0,2267 \times 1,8647}{1,8647}$$

$$t_r = 19,2268 \text{ s} > 3 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai T_r harus lebih besar dari 3 s telah terpenuhi.

D.2.8 Check Entrainment

A. Menara bagian Atas

Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

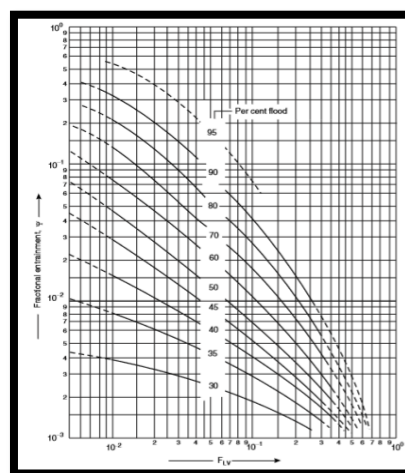
$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100\%$$

(Coulson, 1986)

Keterangan :

u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s



Gambar D.21 Entrainment Correlation for sieve

Persen flooding actual

$$u_v = \frac{Q_{\text{maks}}}{A_n}$$

$$u_v = \frac{2,2733}{4,9682}$$

$$= 0,4576 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\% \text{ flooding} = \frac{0,4576 \text{ m/s}}{0,6292 \text{ m/s}} \times 100$$

$$\% \text{ flooding} = 72,7272 \%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,056$ dari fig.29 didapat nilai $\psi = 0,037$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi.

B. Menara bagian Bawah

Entrainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u} \times 100\%$$

(Coulson, 1986)

Keterangan :

u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Persen *flooding actual*

$$u_v = \frac{Q_{\text{maks}}}{A_n}$$

$$u_v = \frac{6,3838}{4,9682}$$

$$= 1,2849 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

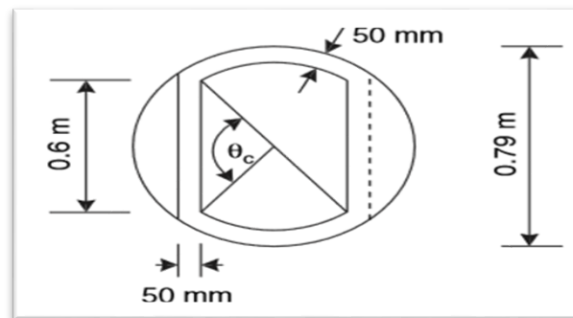
$$\% \text{ flooding} = \frac{1,2849 \text{ m/s}}{2,0381 \text{ m/s}} \times 100 \%$$

$$\% \text{ flooding} = 63,0441 \%$$

Untuk nilai $FL_v = 0,027$ dari fig.29 didapat nilai $\psi = 0,029$. ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 0,1 telah terpenuhi.

c. **Layout tray**

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip* around tray edge dan 50 mm wide *calming zones*. Untuk $l_w/D_c = 0,76$, maka : $\theta_c = 92^\circ$ (Coulson, 1983).



Gambar D.22 *Layout Plate*

a. **Derajat tray edge**

$$\begin{aligned}(\alpha) &= 180^\circ - \theta_c \\ &= 180^\circ - 92^\circ \\ &= 88^\circ\end{aligned}$$

$$I_w/D_c = 0,82$$

$$I_w/D_h = 0,18$$

b. **Panjang rata-rata unperforated edge strips**

$$\begin{aligned}L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - h_w) \\ &= \frac{88}{180} \times \frac{22}{7} \times (2,6818 - 0,05) \\ &= 4,0401 \text{ m}\end{aligned}$$

c. **Luas unperforated edge strips**

$$\begin{aligned}(A_{up}) &= h_w \times L_{av} \\ &= 0,05 \times 4,0401 \text{ m} \\ &= 0,2020 \text{ m}\end{aligned}$$

d. **Luas calming zone**

$$\begin{aligned}(A_{cz}) &= 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w)) \\ &= 2 \times 0,05 \times (2,1991 - (2 \times 0,05)) \\ &= 0,2099 \text{ m}^2\end{aligned}$$

e. Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned}
 A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\
 &= 4,2907 - (0,2020 + 0,2099) \\
 &= 3,8788 \text{ m}^2 \\
 \frac{A_h}{A_p} &= \frac{0,1287}{3,8788} \\
 &= 0,0332
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 11.33, hal, 466, Coulson, didapatkan nilai:

$$\frac{I_p}{d_h} = 3,8$$

f. Hole pitch

$$\begin{aligned}
 I_p &= \frac{I_p}{d_h} \times d_h \\
 &= 3,8 \times 5 \\
 &= 19 \text{ mm} \\
 &= 0,019 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Jumlah holes

Area untuk 1 hole (A_{oh})

$$\begin{aligned}
 \text{Luas 1 lubang (Aoh)} &= \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \\
 &= \frac{22}{7} \times \frac{1}{4} \times (5 \text{ mm})^2 \\
 &= 19,625 \text{ mm}^2 \\
 &= 1,9625 \times 10^{-5} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{A_{oh}} \\
 &= \frac{0,1287 \text{ m}^2}{1,9625 \times 10^{-5} \text{ m}^2} \\
 &= 6559,0672 \\
 &= 6559 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

C. Spesifikasi Tray

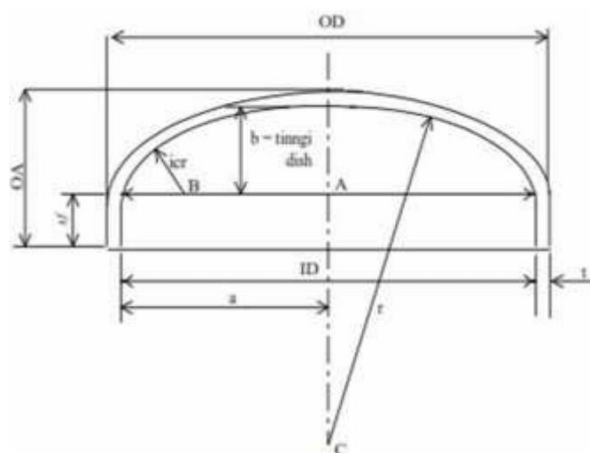
$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tray (Dc)} &= 1,5 \text{ m} \\
 \text{Diameter lubang (dh)} &= 0,005 \text{ m} \\
 \text{Hole pitch (Ip)} &= 0,019 \text{ m} \\
 \text{Jumlah hole} &= 6559,0672
 \end{aligned}$$

<i>Tray spacing</i>	= 0,45 m
<i>Tray thickness</i>	= 0,005 m = 0,0164 ft
Panjang <i>weir</i>	= 2,1991 m
Tinggi <i>weir</i>	= 0,05 m

D.2.6 Mechanical Design

A. Head Menara

a. Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara



Gambar D.5 *Torispherical Flanged and Dished Head*

Keterangan :

- th = Tebal *head* (in)
- icr = *Inside corner radius* (in)
- r = *Radius of dish* (in)
- sf = *Straight flange* (in)
- OD = Diameter luar (in)
- ID = Diameter dalam (in)
- b = *Depth of dish* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)

b. Menentukan Tebal *Shell*

Data perhitungan:

- Poperasi = 1 Atm = 101,325 kpa
- $P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$
- $= 1,2 \times 101,325 \text{ kpa}$

$$= 121,59 \text{ kpa}$$

$$= 17,6352 \text{ psi}$$

Material *carbon Steel SA-285 Grade C* (alasan pemilihan material: tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat pada tekanan vakum) Data perhitungan:

$$P = \text{Tekanan } design = 17,6352 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{Jari-jari } design = 1,3409 \text{ m}$$

$$F = \text{Allowable stress} = 10.000 \text{ psi}$$

$$C = \text{Faktor korosi} = 0,5 \text{ in} = 0,0127 \text{ m}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,85$$

$$a = 2 \quad (\text{Brownel \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times r_i}{a \times F \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{17,6352 \text{ psi} \times 1,3409}{2 \times 10.000 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,6352 \text{ psia}} + (0,0127) \\ &= 0,0155 \text{ m} \\ &= 0,6102 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar untuk *shell*: $5/8 \text{ in} = 0,625 \text{ in}$ (Brownel & Young, 1959).

c. Menentukan Tebal Head

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times t_s) \\ &= 1,5 + (2 \times 0,0154) \\ &= 1,5240 \text{ m} \\ &= 60,1777 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young:

$$i_{cr} = 5,5 \text{ in} = 0,1397 \text{ m}$$

$$r_c = 84 \text{ in} = 2,1336 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} w &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{84}{2,1336}} \right) \end{aligned}$$

$$= 1,5757 \text{ in}$$

$$= 0,0400 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{P \times rc \times w}{2 \times f \times \varepsilon - 0,2 \times P} + c \\ &= \frac{17,6352 \times 84 \times 1,7270}{2 \times 10.000 \times 0,75 - 0,2 \times 17,6352} \\ &= 0,0022 \text{ m} \\ &= 5,3793 \text{ in} \end{aligned}$$

t head standar = 5/8 in maka tebal yang digunakan:

$$t \text{ head} = 5/8 \text{ in}$$

Untuk tebal *head* 2 in, dari tael 5,8 Brownell and Young maka:

$$\text{sf} = 1,5 \text{ in} - 4,5 \text{ in}$$

$$\text{Diambil sf} = 4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\ &= \sqrt{(84 - 5,5)^2 - \left(\frac{2,6818}{2} - 5,5\right)^2} \\ &= 11,0824 \text{ in} \\ &= 0,2814 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Tinggi Head (OA)

$$\text{sf} = 4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= 5,3793 + 11,0824 + 4 \\ &= 15,0824 \text{ in} \\ &= 0,3957 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= ri - icr \\ &= 29,5275 - 5,5 \\ &= 24,0275 \text{ in} \\ &= 0,6103 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= rc - icr \\ &= 0,75 - 5,5 \end{aligned}$$

$$= 54,5 \text{ in}$$

$$= 1,3843 \text{ m.}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(54,5)^2 - (24,0275)^2} \\ &= 48,9175 \text{ in} \\ &= 1,2425 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Head Menara

Dari perhitungan:

$$\text{Diameter kolom} = ID = Dc = 1,5 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom} = 1,7662 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 \times Dc^3 \\ &= 0,000049 \times 1,5^3 \\ &= 0,0000755 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times ID^2 \times sf \\ &= 3,14/4 \times (1,5)^2 \times 0,0508 \\ &= 0,0897 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head total} &= V \text{ head tanpa sf} + V \text{ head pada sf} \\ &= 0,0000755 + 0,0897 \\ &= 0,0898 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= OD + OD/24 + 2 \cdot sf + 2/3 \cdot icr \\ &= 1,5240 + 1,5240/24 + 2(0,0508) + 2/0,1397 \\ &= 1,7869 \text{ m} \\ &= 70,3503 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk bagian bottom kolom:

$$\begin{aligned} Q &= \frac{L}{\rho l} \\ &= \frac{19.339,32 \text{ kg/jam}}{233,9592 \text{ kg/m}^3} \\ &= 82,6611 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,3776 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *plate* terakhir: 3 – 10 menit (I,rich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} t_{\text{tinggal}} &= 5 \text{ menit} \\ V \text{ cairan} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,3776 \times 5 \text{ menit} \\ &= 6,8884 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (HL):

$$\begin{aligned} HL &= \frac{V \text{ cairan}}{\pi/4 \times Dc^2} \\ &= \frac{6,8884}{3,14/4 \times 1,5^2} \\ &= 3,9000 \text{ m} \\ &= 153,5441 \text{ in} \end{aligned}$$

B. Tinggi Total Menara

$$\begin{aligned} \text{Jarak dari plate teratas} &= 1 \text{ m} = 3,28 \text{ ft} \\ \text{Jumlah plate} &= 10 \text{ buah} \\ \text{Tinggi head dengan tebal head} &= OA - sf \\ &= 15,0824 \text{ in} - 2 \text{ in} \\ &= 13,0824 \text{ in} = 0,3322 \text{ m} \\ \text{Tinggi dibawah plate terbawah} &= HL + (OA - sf) \\ &= 153,5441 + 13,0824 \\ &= 166,6265 \text{ in} \\ &= 4,2323 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= (\text{jarak dari plate teratas} + (\text{jumlah plate}-1 \times \text{tray spacing}) + \text{tebal} \\ &\quad \text{Plat} + \text{tinggi head dengan tebal head} + \text{tinggi dibawah plate} \\ &\quad \text{terbawah}) \\ &= (1 + (10 \times 0,55) + (0,05 \times 10) + 0,3322 + 4,2323) \\ &= 11,5646 \text{ m} \end{aligned}$$

D.2.7 Menentukan Perpipaan dan *Nozzle* Produk dan Umpan

a) Pipa *Feed* Menuju Kolom Distilasi

Diketahui:

$$\begin{aligned} G &= 997 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,2769 \text{ Kg/s} \end{aligned}$$

$$\mu = 0,000016445 \text{ Pa.S}$$

$$\rho = 220,7297 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= 352,8 \times (0,2769)^{0,52} \times (0,000016445)^{0,03} \times (220,7297)^{-0,37}$$

$$= 17,6533 \text{ mm}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft.		Weight per lin ft. of steel
					ft. ² /ft.		
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.23
		80†	0.215	0.036		0.056	0.22
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.452	0.132	0.177	0.120	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.204	0.220	0.163	0.85
		80†	0.540	0.135		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.334	0.375	0.216	1.13
		80†	0.742	0.132		0.134	1.48
1 1/2	1.312	40*	1.049	0.464	0.544	0.274	1.98
		80†	0.957	0.178		0.250	2.17
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.54
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.07
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4 1/2	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.820	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
		80†	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	80	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	80	13.25	153	3.625	3.47	54.8
16	16.0	80	15.25	224	4.180	4.00	62.0
18	18.0	80	17.25	294	4.712	4.52	72.0
20	20.0	80	19.25	365	5.230	5.05	84.0
24	24.0	80	23.25	435	6.283	6.09	94.7

Gambar D.25 Dimensions of Steel Pipe (IPS)

- Nominal pipa standar (NPS) = 1 in
- Schedule number = 40 (standar)
- ID = 3,068 in
- OD = 3,5 in
- A = 7,38 in²

b. Pipa Cairan Keluaran Dari Puncak Menara

Diketahui:

$$G = 869,2843 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,2414 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,00001023 \text{ Pa.S}$$

$$\rho = 181,4657 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= 352,8 \times (0,2414)^{0,52} \times (0,00001023)^{0,03} \times (181,4657)^{-0,37}$$

$$= 17,4243 \text{ mm}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Nayyar, 2000)

Nominal pipa standar (NPS) = 1 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 1,049 in

OD = 1,32 in

A = 0,864 in²

c. Pipa Keluaran Refluks di Puncak Menara

Diketahui:

$$G = 869,2843 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,2414 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,00001023 \text{ Pa.S}$$

$$\rho = 181,4657 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= 352,8 \times (0,2414)^{0,52} \times (0,00001023)^{0,03} \times (181,4657)^{-0,37}$$

$$= 17,4243 \text{ mm}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

Nominal pipa standar (NPS) = 1 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 1,049 in

OD = 1,32 in

A = 0,864 in²

d. Pipa Destilat Reflux

Diketahui:

$$G = 0$$

$$\mu = 0,0000123 \text{ Pa.s}$$

$$\rho = 233,9592 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= 352,8 (0)^{0,52} \times (0,0000123)^{0,03} \times 233,9592^{-0,37}$$

$$= 0$$

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 3 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 3,068 in
OD	= 3,5 in
A'	= 7,38 in ²

e. **Pipa Keluaran Reboiler ke Distilasi**

Diketahui:

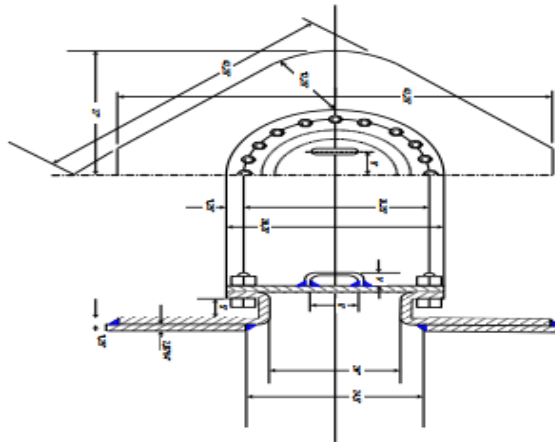
G	= 0
μ	= 0,00001319 Pa.s
ρ	= 233,9592 kg/m ³
Di, optimum	= 352,8 G ^{0,52} x μ ^{0,03} x ρ ^{-0,37}
	= 352,8 (0) ^{0,52} x (0,00001319) ^{0,03} x 233,9592 ^{-0,37}
	= 0

Dipilih spesifikasi pipa (Kern, 1965, Tabel 11, hal.844):

<i>Nominal pipe standar (NPS)</i>	= 3 in
<i>Schedule number</i>	= 40 (standar)
ID	= 3,068 in
OD	= 3,5 in
A'	= 7,38 in ²

D.2.8 **Desain Manhole Access (Shell Manhole)**

Manhole merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun *vessel* yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in. (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



Gambar D.6 Detail desain *manhole*

Direncanakan *manhole* dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 2 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka Konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, *appendix F* item 3 dan 4) dengan spesifikasi:

Diameter *manhole* (ID) = 20 in

Ketebalan *cover plate* = $\frac{1}{3}$ in

Bolting-flange thickness after finishing = $\frac{1}{4}$ in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C:

Ketebalan *shell manhole* = 0,3125 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 0,1875 in

Ukuran *Fillet Weld B* = 0,3125 in

Afrox radius (R) = 0,3125 in

Lenght of side (L) = 45,25 in

Width of renforcing plate (W) = 54 in

Max diamter of hole in shell = 24,5 in

Inside diameter of manhole = 20 in

Diameter bolt circle (DB) = 26,25 in

Diameter of cover plate (DC) = 28,75 in

D.2.9 Menghitung Berat Menara

a. Berat *shell*

Data perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= 0,01 \text{ m} \\ \text{OD shell} &= 1,53 \text{ m} \\ \text{ID shell} &= 1,50 \text{ m} \\ \text{Tinggi shell} &= 11,56 \text{ m} \\ \text{Densitas shell} &= 7.850 \text{ kg/m}^3 \text{ (carbon steel)} \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Keliling shell} &= \pi/4 (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \\ &= 0,07 \text{ m} \\ \text{Luas shell} &= 0,02 \text{ m}^2 \\ \text{Volume shell} &= \text{luas shell} \times \text{tinggi shell} \\ &= 0,02 \text{ m}^2 \times 11,56 \text{ m} \\ &= 0,05 \text{ m}^3 \\ \text{Berat shell (Ws)} &= \text{volume shell} \times \text{densitas shell} \\ &= 0,05 \text{ m}^3 \times 7850 \text{ kg/m}^3 \\ &= 417,23 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat Tutup

$$\begin{aligned} W_{di} &= A \times t \times \text{densitas shell} \\ A &= 6,28 \times R_c \times H \\ \text{Dimana:} \\ W_{di} &= \text{berat tutup standart dish} \\ A &= \text{luas tutup standar dish} \\ t &= \text{tebal tutup standar dish} = 0,5 \text{ in} = 0,0127 \text{ m} \\ R_c &= \text{crown radius} = 1,2192 \text{ m} \\ H &= \text{tinggi tutup standar dish} \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} A &= 6,28 \times 1,5240 \text{ m} \times 0,3830 \text{ m} \\ &= 3,6665 \text{ m}^2 \\ W_{di} &= 3,6665 \text{ m}^2 \times 0,0127 \text{ m} \times 7.850 \text{ kg/m}^3 \\ &= 456,9157 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Berat Jaket Isolator

$$\begin{aligned}
 \rho_{isolator} &= 489 \text{ lbm/ft}^3 && (\text{Foust, App. D.10}) \\
 \text{Volume Isolator} &= \rho (D_c) (T_{\text{dish}}) (S_f) \\
 &= 3,14 (1,5) (11,56) (0,0508) \\
 &= 2,7671 \text{ m}^3 \\
 &= 97,7172 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat Isolator} &= 97,7172 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 47783,7211 \text{ lb} \\
 &= 21669,9175 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Berat Opening

Berat *manhole*

$$\begin{aligned}
 \text{Manhole 20 in} &= 428 \text{ lb} = 194,1375 \text{ kg} \\
 \text{Berat tutup} &= 456,9157 \text{ kg} \\
 \text{Total berat Manhole} &= 194,1375 \text{ kg} + 456,9157 \text{ kg} \\
 &= 651,0532 \text{ kg} \\
 &= 1435,6191 \text{ lb} \\
 \text{Manhole (2)} &= 2 \times 651,0532 \text{ kg} \\
 &= 1302,1065 \text{ kg} \\
 \text{Ukuran nozzle} &= 3 \text{ in} + (1+1+3+3) \text{ in} \\
 &= 11 \text{ in} \\
 \text{Berat Nozzle} &= \text{nozzle feed} + \text{nozzle produk} \\
 &= 10 \text{ lb} + (2+2+10+10) \text{ lb} \\
 &= 34 \text{ lb} \\
 &= 15,4224 \text{ kg} \\
 \text{Berat Opening total} &= 1302,1065 \text{ kg} + 15,4224 \text{ kg} \\
 &= 1317,5289 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Berat fluida dalam kolom

Berat bahan baku :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume feed} &= 5 \text{ m}^3 \\
 \text{Densitas feed dalam kolom} &= 220,7297 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Berat fluida dalam kolom} &= 5 \text{ m}^3 \times 220,7297 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 997 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Maka berat total kolom adalah :

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= \text{berat shell} + \text{berat dish head and bottom} + \text{berat isolator} + \text{berat} \\ &\quad \text{opening} + \text{berat fluida dalam kolom} \\ &= (417,23 + 456,9157 + 21669,9175 + 1302,1065 + 1317,5289) \text{ kg} \\ W_{\text{tot}} &= 2516,70 \text{ kg} \end{aligned}$$

D.2.10 Wind Loading

$$\text{Tekanan dinamis angin} = \frac{1}{2} \times C_d \times \rho_a \times U_w^2$$

$$\text{Untuk smooth cylinder} = 0,05 \times U_w^2$$

$$\begin{aligned} \text{Design 160 km/hr} &= (0,05)(160)^2 \\ &= 1.280 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Sehingga, tekanan angin adalah 1.280 N/m²

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata, termasuk isolator} &= 1,5 + 2(3 + 75) \times 10^{-3} \\ &= 1,656 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Loading (per linear meter), } F_w &= (1280) (1,656) \\ &= 2.119,6800 \text{ N/m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } x &= H_v \\ &= \text{m (ketinggian menara)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_x &= F_w \left(\frac{x^2}{2} \right) \\ &= 2.119,68 \times \left(\frac{9,408^2}{2} \right) \\ &= 98.505,9098 \text{ Nm} \end{aligned}$$

D.2.11 Penyangga Distilasi Peralatan dan Penunjang Kolom Distilasi

A. Desain skirt support

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

1. Momen pada base

$$M = P_w D_{is} H. hl \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 = 122,0607 \text{ kg/m}^2 \quad (\text{Tabel 9.1, Brownel, 1959})$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 1,5 \text{ m}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 11,5646 \text{ m}$$

$$h_l = \text{level arm} = H/2 = 5,7823 \text{ m}$$

Sehingga momen pada *base*

$$M = 122,0607 \times 1,5 \times 11,5646 \times 5,7823 \\ = 12243,33577 \text{ m/kg}$$

2. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambungan *skirt*)

$$M_T = M - h_T(V - 0,5P_w D_{is}h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

$$V = \text{total shear}$$

$$= P_w \times D_i \times H_l$$

$$= 2117,3781 \text{ Kg}$$

$$h_T = \text{ketinggian skirt}$$

$$= h_l/2$$

$$= 2,8912 \text{ m}$$

$$= 9,4854 \text{ ft}$$

Momen pada batas penyambung:

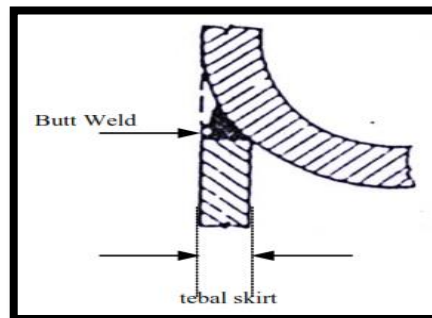
$$M_T = 12243,3357 - 2,8912 (2117,3781 - (0,5 \times 122,0607 \times 1,5 \times 2,8912)) \\ = 6886,8763 \text{ m/Kg}$$

3. Menentukan tebal *skirt*

$$t = \frac{12 \times M_T}{(R^2 \times \pi \times S \times E)} \times \frac{W}{D \times \pi \times S \times E}$$

$$t = 0,0123 \text{ m}$$

$$= 0,4856 \text{ in}$$



Gambar D.27 Sketsa *Skirt* Menara Distilasi

4. Berat Downcomer

Diketahui :

$$A_d = 0,21 \text{ m}^2$$

$$\text{Tebal} = 0,01 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah plate} = 102,78 \text{ buah}$$

$$\text{Densitas shell} = 7840 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= A_d \times \text{tebal} \\ &= 0,21 \text{ m}^2 \times 0,01 \text{ m} \\ &= 0,0026 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat 1 plate} &= \text{volume} \times \text{densitas} \\ &= 0,0026 \text{ m}^3 \times 7840 \text{ kg/m}^3 \\ &= 21,1034 \text{ kg/buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat downcomer} &= \text{jumlah plate} \times \text{berat 1 plate} \\ &= 102 \text{ buah} \times 21,1034 \text{ kg/buah} \\ &= 2168,9817 \text{ kg} \end{aligned}$$

5. Berat Tray

Diketahui :

$$\text{Tebal Tray} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{D tray} = 1,5 \text{ m}$$

$$\text{R tray} = 0,75 \text{ m}$$

Maka:

$$\text{Volume} = \pi r^2 \times \text{tebal tray}$$

$$\text{Volume} = 0,0088 \text{ m}^3$$

Maka:

$$\rho = \frac{M}{V}$$

$$M = 69,237 \text{ kg}$$

$$\text{Berat tray total} = \text{berat tray} \times \text{jumlah plate}$$

$$\text{Berat tray total} = 69,237 \text{ kg} \times 102,78$$

$$\text{Berat tray total} = 7116,0820 \text{ kg}$$

6. Berat Cairan

Diketahui :

$$V \text{ cairan} = 6,8884 \text{ m}^3$$

$$\rho \text{ campuran} = 181,4658 \text{ kg/m}^3$$

$$M = 6,8884 \text{ m}^3 \times 181,4658 \text{ kg/m}^3$$

$$M = 1.250,0134 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka berat menara total} &= 25163,70 \text{ kg} + 2168,9817 \text{ kg} + 7116,0820 \text{ kg} \\ &\quad + 1.250,0134 \text{ kg} \\ &= 35698,78 \text{ kg} \end{aligned}$$

D.2.12 Desain *Anchor Bolt*

Vertikal *vessel* harus merekat erat pada *concrete foundation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal *vessel*, pada *vessel* yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete foundation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada *vessel* dengan diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

1. Menentukan *Maximum Tension*

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

M = Momen pada *base ring* berdasarkan tekanan angin

$$= 12243,3357 \text{ kg.m}$$

W = Berat *vessel*

$$= 25163,6995 \text{ kg}$$

Diameter tempat *bolt-bolt* dipasang diasumsikan sebesar 30 in (Megyesy, 2001).

$$\begin{aligned} A_B &= \text{Area di dalam lingkaran } bolt \\ &= 707 \text{ in}^2 = 0,456 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_B &= \text{Circumference pada lingkaran } bolt \\ &= 94 \text{ in} = 2,387 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga *maximum tension* pada *bolt* dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} T &= \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \\ &= \frac{12 \times 12243,3357}{0,456} - \frac{25163,6995}{2,387} \\ &= 311563,2192 \text{ kg/m} \end{aligned}$$

2. Menentukan area *bolt*

$$B_A = \frac{T \times C_B}{S_B \times N} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan :

$$T = \text{Maximum tension of bolt} = 311563,2192 \text{ kg/m}$$

$$S_B = \text{Maximum allowable stress value dari material } bolt = 10546050 \text{ m}$$

$$C_B = \text{Circumference pada lingkaran } bolt = 2,3876 \text{ m}$$

$$N = \text{Jumlah anchor } bolt = 8 \text{ buah}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} B_A &= \frac{311563,2192 \times 2,3876}{10546050 \times 8} \\ &= 0,0088 \text{ m} \\ &= 0,3471 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipakai } bolt \text{ area seluas} = 0,0088 \text{ m}$$

Maka ukuran *bolt* yang digunakan adalah 1 in (Tabel A Megyesy, 2001)

$$bolt \text{ root area} = 0,3471 \text{ in}$$

$$\text{faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$Bolt \text{ area yang digunakan seluas } (B_4) = 0,551 \text{ in}$$

Sehingga digunakan 8 buah *bolt* berukuran = 1 in

$$I_2 = 1,375 \text{ in}$$

$$I_3 = 1,0625 \text{ in}$$

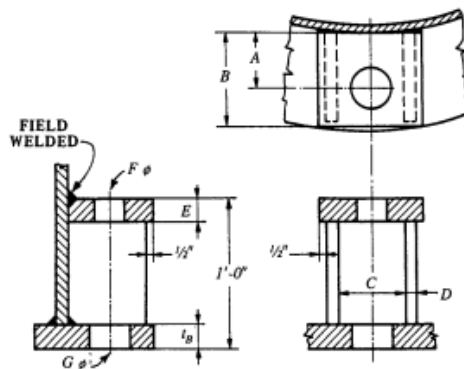
3. Desain anchor bolt chair

Pada menara distilasi, *anchor bolt* didesain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan *bolt* dengan ukuran 1 in maka dari tabel standar *chair anchor bolt*, tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Shorts Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing*, Petroleum Refiner, June 1963. (Megesy hal 76, 1983).

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 3/4	3	2 1/2	1/2	3/4	1 1/4	1 1/2
1 1/8	1 7/8	3	2 1/2	1/2	3/4	1 3/8	1 5/8
1 1/4	2	3	2 1/2	1/2	1	1 1/2	1 3/4
1 3/8	2 1/8	4	3	5/8	1	1 5/8	1 7/8
1 1/2	2 1/4	4	3	5/8	1 1/4	1 3/4	2
1 5/8	2 3/8	4	3	5/8	1 1/4	1 7/8	2 1/8
1 3/4	2 1/2	5	3 1/2	3/4	1 1/2	2	2 1/4
1 7/8	2 5/8	5	3 1/2	3/4	1 1/2	2 1/8	2 3/8
2	2 3/4	5	3 1/2	3/4	1 3/4	2 1/4	2 1/2
2 1/4	3	6	4	1	1 3/4	2 1/2	2 3/4
2 1/2	3 1/4	6	4	1	2	2 3/4	3
2 3/4	3 1/2	7	5	1 1/4	2 1/2	3	3 1/4
3	3 3/4	7	5	1 1/4	2 1/2	3 1/4	3 1/2

The above table is taken from Scheiman A.D. Short Cuts to Anchor Bolting and Base Ring Sizing. Petroleum Refiner, June 1963.

A	= 1,75 in	D	= 0,5 in	G	= 1,5 in
B	= 3 in	E	= 0,75 in		
C	= 2,5 in	F	= 1,25 in		

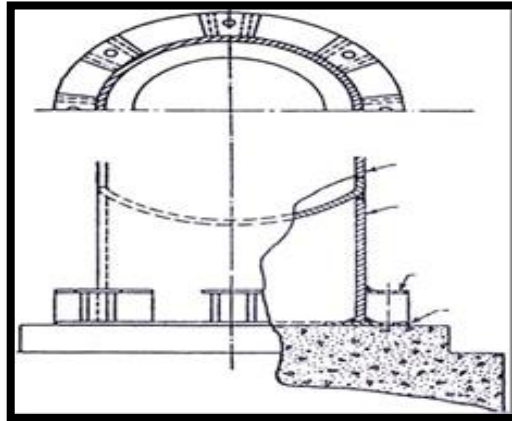


Gambar D.8 Sketsa anchor bolt chair

4. Stress pada anchor bolt

$$\begin{aligned}
 S_B &= \frac{T \times C_B}{B_4 \times N} \\
 &= 10.546.050 \text{ Kg/m}^2 \\
 &= 15.000 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi :



Gambar D.31 Sketsa Penyangga Menara Distilasi

D.2.13 Desain *Base Ring/Bearing Plate*

Beban yang ditopang pada *skirt* dilanjutkan ke pondasi menara melalui *base ring*. *Base ring* harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

Diketahui:

$$W = \text{momen pada } base\ ring = 25163,6995 \text{ kg}$$

$$M = \text{berat vessel} = 12243,3357 \text{ kg}$$

$$CB = \text{circumference pada OD } skirt = 94 \text{ in} = 2,3876 \text{ m}$$

$$AB = \text{area di dalam } skirt = 0,4561 \text{ m}^2$$

$$FB = \text{safe bearing load on concrete} = 500 \text{ psi} = 351.535 \text{ kg/m}^2$$

1. Menentukan Maximum Kompresi pada Base Ring

$$P_c = \frac{12 M}{AB} + \frac{W}{CB}$$

$$P_c = 332641,8751 \text{ kg/m}$$

2. Lebar Base Ring

$$I = \frac{P_c}{F_b}$$

$$I = \frac{332641,8751}{351.535} = 0,9462 \text{ m} = 37,2540 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel A Megyesy, 1985 digunakan bot dengan ukuran 1 in, sehingga diperoleh:

$$I_2 = 1,375 \text{ in}$$

$$I_3 = 1,0625 \text{ in}$$

$$I_{\text{tot}} = 1,375 \text{ in} + 1,0625 \text{ in}$$

$$= 2,4375 \text{ in}$$

3. Menentukan Ketebalan Base Ring

$$T_b = 0,32 \times I_{\text{tot}}$$

$$= 0,32 \times 2,4375 \text{ in}$$

$$= 0,78 \text{ in}$$

$$= 0,0198 \text{ m}$$

D.2.14 Perhitungan *Flange*

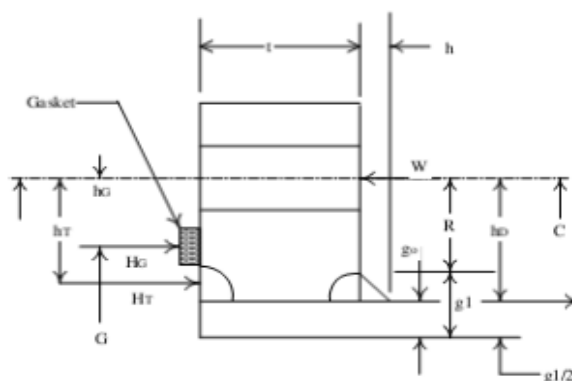
1. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian *shell* menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain	= 17,6351 psi
Material <i>flange</i>	= Carbon steel SA-240 grade C
<i>Bolting steel</i>	= Carbon steel SA-193 grade B7
Material gasket	= Asbestos composition
Diameter luar <i>shell</i> , B	= 1,5285 m
Ketebalan <i>shell</i>	= 0,0142 m
Diameter dalam <i>shell</i>	= 1,5 m
Tegangan dari material <i>flange</i> (f_a)	= 17.000 psi
Tegangan dari <i>bolting</i> material (f_b)	= 20.000 psi

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut :



Gambar D.10 Tipe *flange* dan dimensinya

2. Perhitungan lebar gasket

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P(m+1)]}} \quad (\text{Pers. 12.2 Brownell and Young 1959})$$

Dimana :

d_o = diameter luar gasket, in

d_i = diameter dalam gasket, in

y = *yield stress*, lb/in² (fig 12.11)

m = faktor gasket (fig 12.11)

Digunakan material gasket yaitu soft steel, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

$$y = 2601333,447 \text{ kg/m}^2 \text{ dan } m = 2,75$$

Sehingga

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P(m+1)]}} \\ &= 1,0056 \text{ m} \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket di sama dengan diameter luar shell,

Sehingga :

$$D_o = 1,0056 \times 2,7128 \text{ m} = 1,5372 \text{ m}$$

Lebar gasket minimum (N) :

$$\begin{aligned} N &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= 0,0043 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,3044 in

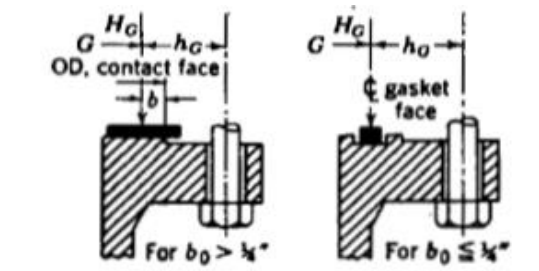
$$\begin{aligned} \text{Diameter gasket rata-rata, } G &= d_o + \text{lebar gasket} \\ &= 1,5372 \text{ m} + 0,0043 \text{ m} \\ &= 1,5416 \text{ m} \\ &= 60,6921 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Berat Gasket

Dari figure 12.12 (brownell and Young), kolom I tipe A diperoleh:

$$\begin{aligned} B_o &= \frac{N}{2} = \frac{0,0043}{2} = 0,00215 \text{ in} \\ &= 0,0021 \text{ m} \end{aligned}$$

$B = b_o$ ketika $b_o < b$



Gambar D.33 Lokasi Gasket *Load Reaction*

$$\begin{aligned}
 W_{m1} &= H_y = b \times \pi \times G \times y \\
 &= 0,0021 \times 3,14 \times 1,5415 \times 2.601.333,447 \\
 &= 27426,7035 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 Brownell

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2 b \pi G m p \\
 &= 2 \times 0,0021 \times 3,14 \times 1,5415 \times 2,75 \times 28.516,8662 \\
 &= 1653,6442 \text{ kg} = 3645,6804 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

H_p = beban *join tight* (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan persamaan 12.89 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{\pi G^2}{4} P \\
 H &= \frac{3,14 (1,5415)^2}{4} \times 28516,8662 \\
 &= 53199,3357 \text{ kg} \\
 &= 117285,0718 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned}
 W_{m2} &= H + H_p \\
 &= 53199,3357 \text{ kg} + 1653,6442 \text{ kg} \\
 &= 54852,9799 \text{ kg} \\
 &= 120930,7523 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

W_{m2} lebih besar dari W_{m1} sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m2} = 120930,7523 \text{ lb}$

W_{m1} = beban berat bolt pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = beban berat bolt pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

$$A_{m1} = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

Keterangan :

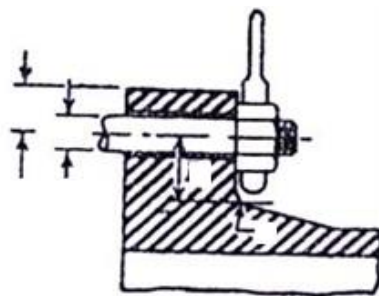
Fb = tegangan material *bolt* = 20.000 psi

$$\begin{aligned} A_{m1} &= \frac{120930,7523}{20.000} \\ &= 6,0465 \text{ in}^2 = 0,0039 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Perhitungan ukuran baut minimum

Dari tabel 10.4, Brownell & Young Digunakan baut berukuran 1 in. *Bolt circle* diameter yang digunakan 30 in.

E = 1,0625 in.



Gambar D.11 Detail ukuran baut

4. Perhitungan diameter *flange* luar

$$\begin{aligned} \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\ &= 30\text{in.} + (2 \times 1,0625) \\ &= 32,125 \text{ in} \\ &= 0,8159 \text{ m} \end{aligned}$$

Periksa lebar gasket :

$$\begin{aligned} A_{\text{actual}} &= 8 \times 0,551 \\ &= 4,408 \text{ in}^2 \\ &= 0,0028 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{A_{b\text{actual}} \times f_{\text{allow}}}{2y\pi G} \\
 &= \frac{0,0028 \times 0,8159}{2 \times 2601333,447 \times 3,14 \times 1,5415} \\
 &= 0,0013 \text{ m} \\
 &= 0,0530 \text{ in} < 0,40 \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

5. Perhitungan momen

Untuk *bolting up condition (no internal pressure)* persamaan untuk mencari beban desain

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{2} (A_b + A_m) f && \text{(Pers. 12.91, Brownell, 1959)} \\
 &= \frac{1}{2} (0,0028 + 0,0039) \times 17000 \text{ psi} \\
 &= 40307,94191 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Persamaan untuk mencari hubungan lever arm

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{1}{2} (C - G) && \text{(Pers. 12.101, Brownell, 1959)} \\
 &= \frac{1}{2} (1,5415 - 30) \\
 &= 0,3897 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Untuk kondisi beroperasi, flange moment adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \\
 &= 40307,94191 \times 0,3897 \\
 &= 15711,6956 \text{ m/kg}
 \end{aligned}$$

Untuk H_D digunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

B adalah diameter luar shell

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0,785 \times 60,1776^2 \times 17,6351 \\
 &= 377,8750 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$H_D = 833,0761 \text{ lb}$$

The lever arm, gunakan persamaan 12.10 Brownell & Young.

$$\begin{aligned}
 h_D &= \frac{1}{2} (C - B) \\
 &= \frac{1}{2} (1,5285 - 30) \\
 &= 0,3832 \text{ m} \\
 &= 15,0888 \text{ in}
 \end{aligned}$$

The moment, M_D gunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 377,8750 \times 0,3832 \\ &= 144,8233 \text{ m/kg} \end{aligned}$$

H_G dicari menggunakan persamaan 12.98 Brownell & Young.

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = Wm1 - H \\ &= 25772,6321 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (C - G) \\ &= 0,3897 \text{ m} \end{aligned}$$

Momen dicari dengan persamaan 12.98 Brownell & Young

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 10045,9545 \text{ m/kg} \end{aligned}$$

H_T dihitung dengan menggunakan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 52821,4607 \text{ kg} \end{aligned}$$

Hubungan lever arm adalah dengan persamaan 12.102 Brownell & Young.

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) \\ &= 0,3865 \text{ m} \end{aligned}$$

The moment dicari dengan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 20416,7830 \text{ m/kg} \end{aligned}$$

Jumlah momen pada kondisi operasi, M_O

$$\begin{aligned} M_O &= M_D + M_G + M_T \quad (\text{Pers. 12.99, Brownell, 1959}) \\ &= (144,8233 + 10045,9545 + 20416,7830) \\ &= 30607,5609 \text{ m/kg} \end{aligned}$$

6. Perhitungan tebal flange

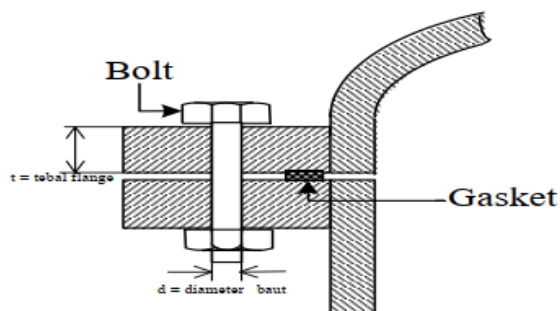
$$t = \frac{\sqrt{YM_{\max}}}{f_B}$$

Diketahui:

$$K = A/B = 0,5338$$

Dari fig. 12.22 Brownell didapat nilai $Y = 10$

Sehingga di dapat ketebalan *flange* adalah, $t = 0,1294 \text{ m} = 5,0959 \text{ in}$

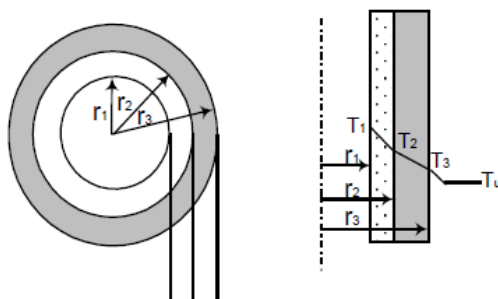


Gambar D.12 Detail Untuk Flange dan Bolt Pada Head Menara

7. Bahan Kontruksi Distilasi

a. Menghitung Tebal Isolasi *Coloumn*

Bahan kontruksi distilasi adalah *carbon steel* (Perry, 1984). Perpindahan panas konduksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti gambar berikut adalah:



Gambar D.36 Sistem Isolasi Menara

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan hokum fourier dan $A = 2\pi rL$, sehingga diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi rL (T_1 - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{k_1} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_2}} \quad (\text{Holfman, pers. 22-9) (D.269)}$$

Data perhitungan:

$$r_1 = 0,75 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,7642 \text{ m}$$

$$T_1 = 393,31 \text{ K} = 248,288 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_U = 308,15 \text{ K} = 95 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$k_p = 25,7305 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k_{is} = 0,053 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$L = 11,5646 \text{ m}$$

b. Temperatur Isolasi Permukaan Luar

Isolasi yang digunakan akan dilapisi dengan cat (pigmen) berwarna putih.

Berdasarkan tabel 8.3 (Holman, 1979) diperoleh data:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} = 500 \text{ W/m}^2$$

$$\sigma_{\text{surya}} = 0,18$$

$$\sigma_{\text{suhu rendah}} = 0,8$$

$$\Sigma = 5,669 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4}$$

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} \times \sigma_{\text{surya}} = \sigma_{\text{suhu rendah}} \times \sigma (T^4 - T_{\text{sur}}^4)$$

$$500 \text{ W/m}^2 \times 0,18 = 0,8 \times 5,669 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4} \times (T^4 - 303,15^4 \text{K}^4)$$

$$T^4 = 1430072736$$

$$T = 319,5742 \text{ K}$$

$$T = 46,4243 \text{ }^\circ\text{C}$$

c. Panas yang Hilang dari Dinding Isolasi ke Udara

1. Koefisien perpindahan panas radiasi

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{\varepsilon \sigma (T_i^4 - T_u^4)}{T_1 - T_2} \\ &= \frac{\varepsilon (5,676) (T_3/100)^4 - (T_u/100)^4}{T_3 - T_u} \\ &= \frac{0,96 (5,676) (319,5742911/100)^4 - (308,15/100)^4}{319,5742911 - 308,15} \\ &= 6,7412 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

2. Koefisien perpindahan panas konveksi

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{1}{2} (T_3 + T_u) \\ &= \frac{1}{2} (319,5742911 \text{ K} + 308,15 \text{ K}) \\ &= 313,8621 \text{ K} \\ &= 38,2121 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Sifat properties udara pada $T = 313,8621 \text{ K}$ (Geankoplis, Tabel A.3-3, 1993)

$$\begin{aligned}\rho_f &= 0,071 \text{ lbm/ft}^3 &= 1,1373109 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Cpf} &= 0,240 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F} &= 1,004832 \text{ Kj/kg.K} \\ \mu_f &= 0,0190 \text{ Cp} &= 0,000019 \text{ kg.m/s} \\ \text{Kf} &= 0,0156 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} &= 0,02698140441 \text{ watt/m.K} \\ \beta &= 1,79 \times 10^{-3} \text{ R} &= 0,00322 \text{ 1/k}\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}N_{Gr} &= \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} && \text{(Geankoplis, 1993)(D.273)} \\ &= \frac{(19,2148 \text{ m})^3 (1,1373109 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,00322 \frac{1}{\text{K}} \times (313,384 - 303,15)}{(0,000019 \text{ kg} \cdot \frac{\text{m}^2}{\text{s}})^2} \\ &= 14,68 \times 10^{11}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{pr} &= \frac{c_p \mu}{k} && \text{(Geankoplis, pers. 4.7-4, 1993)(D.274)} \\ &= \frac{1,0048 \frac{\text{Kj}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times 0,000019 \text{ kg} \cdot \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,02698140441 \frac{\text{watt}}{\text{m}} \cdot \text{K}} \\ &= 0,707591336\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}NRa &= N_{Gr} \times N_{pr} \\ &= (14,68 \times 10^{11}) \times 0,707591336 \\ &= 1,97 \times 10^{12}\end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 4.7-2 (Geankoplis, hal 256) untuk silinder vertikal dengan $NRa > 10^9$, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}h_c &= 1,24 \times \Delta T^{1/3} \\ &= 1,24 (T_3 - T_u)^{1/3} \\ &= 1,24 \times (319,5742911 - 303,15)^{1/3} \\ &= 6,7887 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \\ h_c + h_r &= 6,7887 + 6,7411 \\ &= 13,5298 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \\ q_r &= (h_c + h_r) \times 2 \pi r^3 L (T_3 - T_u) \\ &= 35055,5615 \text{ r}^3\end{aligned}$$

Panas yang keluar lewat dinding:

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{k_1} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}} \\
 &= \frac{2 \times 3,14 \times 19,2148 (393,31 - 308,15)}{\frac{\ln(1,3563/1,3408)}{19} + \frac{\ln(r_3/1,1116)}{0,0126} + \frac{1}{(13,53)r_3}} \\
 &= \frac{7.053,52}{0,0008 + \frac{\ln(r_3/1,1116)}{0,0126} + \frac{1}{(13,53)r_3}}
 \end{aligned}$$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi dan radiasi, sehingga:

$$\begin{aligned}
 q_r &= q_c \\
 -35055,5615 r^3 &= \frac{7.053,52}{0,0008 + \frac{\ln(r_3/1,1116)}{0,0126} + \frac{1}{(13,53)r_3}} \\
 &= 2,9479 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dengan substitusi persamaan (1) ke (2) maka diperoleh nilai jari-jari isolator (r_3) adalah 2,9479

Tebal isolasi (x_{is})

$$\begin{aligned}
 x_{is} &= r_3 - r_2 \\
 &= 2,9479 - 0,7642 \\
 &= 2,1836 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= q_r \times r \\
 &= -35055,5615 \times 2,9479 \\
 &= -103340,29 \text{ Watt/jam}
 \end{aligned}$$

d. Panas Hilang Dari *Head* Dan *Bottom*

Asumsi:

1. Tebal isolasi *head* sama dengan tebal isolasi dinding
2. $(h_r + h_c)$ *head* sama dengan $(h_r + h_c)$ dinding silinder
3. Luas *head* sama dengan luas bagian silinder

Persamaan panas hilang dari *head* menara:

$$\begin{aligned}
 Q &= (h_r + h_c) \cdot A \cdot (T_i - T_u) \\
 A &= \text{surface of head}
 \end{aligned}$$

$$= 0,109 D^2 \quad (\text{Tabel 10.6 Wallas, 2005})$$

$$= 0,109 \times (1,50)^2 = 0,24525 \text{ m}^2$$

Jadi panas yang hilang dari *head* menara distilasi adalah:

$$Q = 13,5298 \text{ W/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot K \times 0,24525 \times (393,31 - 308,15)$$

$$= 282,5777 \text{ W/jam}$$

Panas total yang hilang ke lingkungan:

$$Q = \text{panas hilang dari dinding menara} + (2 \times \text{panas hilang dari } head \text{ menara})$$

$$= -103340,29 \text{ Watt/jam} + (2 \times 282,5777 \text{ W/jam})$$

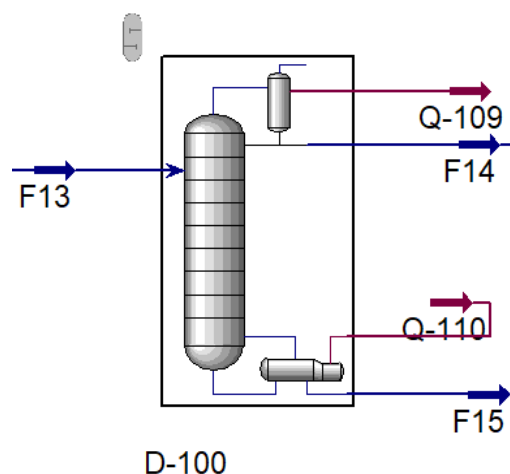
$$= -102775,1344 \text{ Watt/jam}$$

D.1 Kolom Distilasi (MD-102) (Rizky Faradaiza/NIM. 180140)

Fungsi : Memisahkan metanol dari air

Jenis : *Sieve Tray Tower*

Prinsip Kerja : Kolom distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada *skirt* dan pondasi beton. *Feed* dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki *plate* yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang-lubang *tray/ plate* yang terdispersi oleh liquid yang mengalir di atasnya. Akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai *refluk*. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai *bottom product*.



Gambar D.1 Kolom Distilasi (D-102)**Tabel D.1** Kondisi Operasi pada Kolom Distilasi (D-102)

Kondisi	Temperature (°C)	Tekanan (atm)	Laju alir (km/jam)
<i>Feed</i> masuk	70	2	5.688,83
<i>Top</i>	86,44	1	728,4102
<i>Bottom</i>	90	1	4.960,42

Tabel D.2 Neraca Massa pada Kolom Distilasi (D-102)

Komponen	Neraca Massa Masuk (kg/jam)	Neraca Massa Keluar (kg/Jam)	
	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Metanol	728,4102	726,8787	1,5315
Air	4.960,42	9,92	4.950,50
Total	5.688,83	5.688,83	

Tabel D.3 Fraksi Massa Campuran pada Kolom Distilasi (D-102)

Komponen	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Metanol	0,128	0,9865	0,0003
Air	0,8719	0,0134	0,9996
Total	1	1	1

Tabel D.4 Viskositas dan Densitas Campuran pada Kolom Distilasi (D-102)

Bagian	Viskositas (cP)	Densitas, ρ (Kg/m ³)
<i>Feed</i>	0,4181	990,2
<i>Top</i>	0,2286	764,93
<i>Bottom</i>	0,2747	934,4

Perhitungan yang dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Kolom Distilasi (D-102), meliputi:

1. Kondisi operasi

2. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan *head* menara
3. Spesifikasi *tray*
4. Spesifikasi alat penunjang Kolom Fraksinasi

D.1.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi (D-102)

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, Ludwig, 1980)
2. Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

D.1.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Carbon Steel SA-283 grade C* dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

D.1.3 Kondisi Operasi

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode *McCabe-Thiele*. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut:

1. Pengenalan dan asumsi

Metode grafik-matematika dapat ditentukan dengan nomor *tray* teoritis atau *stage* yang dibutuhkan untuk pemisahan campuran komponen A dan B digunakan metode *McCabe-Thiele*. Metode yang digunakan kesetimbangan massa sekitar bagian tower, yang digunakan untuk garis operasi kesetimbangan *xy*. Persamaan kesetimbangan massa total:

$$F = D + W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-3})$$

Persamaan kesetimbangan massa komponen:

$$F \times F = D \times D + W \times W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-4})$$

2. Perhitungan bagian *entraining* (*entraining section*)

Section enriching merupakan perhitungan pada bagian atas atas menara distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-5})$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-6})$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D x_D}{V_{n+1}} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

Dengan slope = $R/(R+1)$, dan intersept garis pada $x = 0$, $y = x_D/(R+1)$

3. Perhitungan bagian *stripping* (*stripping section*)

Section stripping merupakan perhitungan pada bagian bawah menara distilasi dari umpan masuk.

Persamaan kesetimbangan total:

$$V_{m+1} = L_m - D \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-9})$$

Persamaan kesetimbangan komponen:

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m + D x_w \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-10})$$

Persamaan menentukan garis operasi *enriching*

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} x_m + \frac{W x_w}{V_{m+1}} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-11})$$

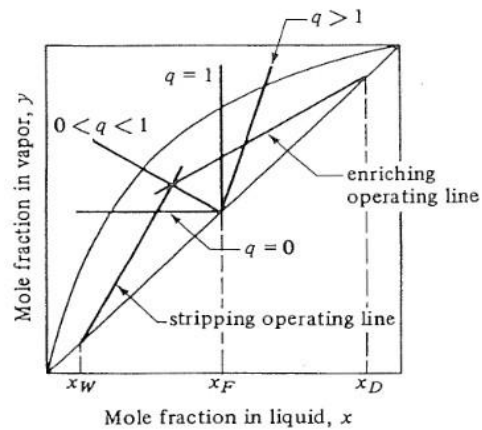
Dengan *slope* = $L_m/(V_{m+1})$, dan intersept garis pada $x = 0$,

$$y = -W x_w / V_{m+1}$$

4. Pengaruh dari kondisi *feed*

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-7})$$

Berikut gambar garis operasi dari *q line*:



Gambar D.2 Lokasi dari q line pada berbagai kondisi : cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan + uap ($0 < q < 1$), *saturated vapor* ($q = 0$)

D.1.4 Perhitungan kondisi Operasi

Neraca massa total :

$$\text{Aliran Feed} = \text{Aliran Distilat} + \text{Aliran Bottom}$$

$$F = D + W$$

$$5.688,8314 \text{ kg/jam} = 4.952,0327 + W$$

$$W = 5.688,8314 \text{ kg/jam} - 4.952,0327 \text{ kg/jam}$$

$$W = 736,7987 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa bagian *Top Product (section enriching)* :

$$\text{Rasio reflux (R)} = 1 \quad (\text{Hysys})$$

$$R = L_n/D$$

$$L_n = 1 \times D$$

$$= 1 \times 4.952,0327 \text{ kg/h}$$

$$= 4.952,0327 \text{ kg/h}$$

$$V_n = L_n + D \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 4.952,0327 \text{ kg/h} + 4.952,0327 \text{ kg/h}$$

$$= 9.904,0654 \text{ kg/h}$$

Neraca massa bagian *Top product (enriching section)*

$$X_D = 0,9865$$

$$\begin{aligned}
 y &= \frac{XD}{R+1} \\
 &= \frac{0.9865}{1+1} \\
 &= 0,4932
 \end{aligned}$$

Neraca massa bagian *bottom product (section stripping)*:

$$W = 736,7987 \text{ kg/h}$$

$$L_m = 5.688,8314 \text{ kg/h}$$

$$\begin{aligned}
 V_{m+1} &= L_m - W \\
 &= 5.688,8314 \text{ kg/h} - 736,7987 \text{ kg/h} \\
 &= 4.952,0327 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Dengan *slope* = L_m/W_{m+1} dari *intersept* garis pada $x = 0$

$$\begin{aligned}
 \text{Dengan } \textit{slope} &= \frac{L_m}{(V_{m+1})} \\
 &= \frac{5.688,8314}{(4.952,0327)} \\
 &= 1,1488
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kemiringan } q \textit{ line} &= \text{slope } L_m/V_{m+1} \\
 &= \text{slope } \tan \alpha
 \end{aligned}$$

$$1,1488 = \tan \alpha$$

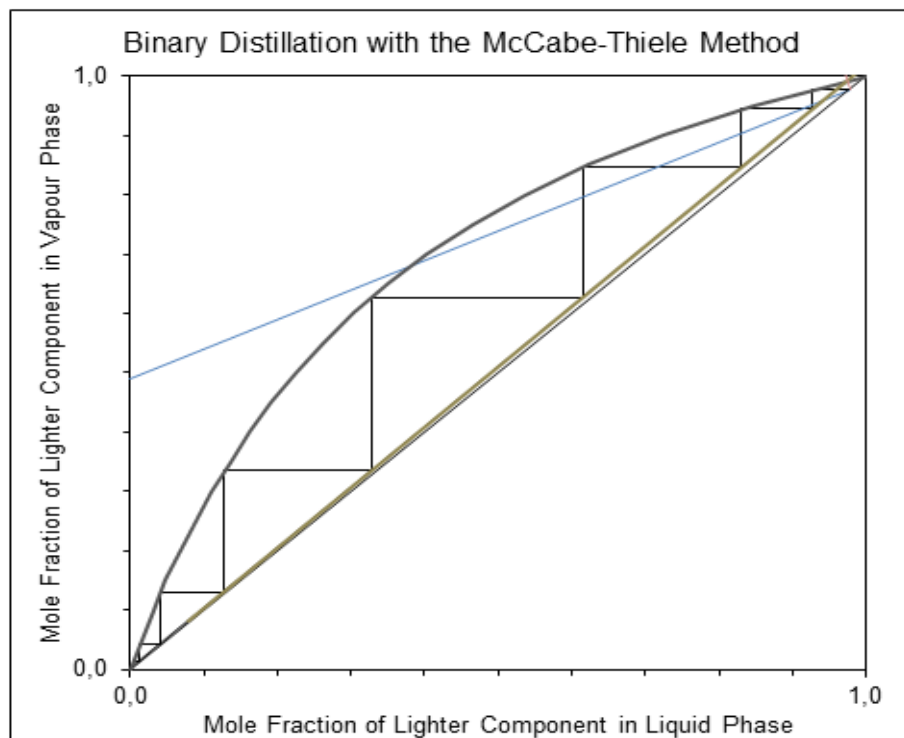
$$\text{Inf. Tan } 1,1488 = 48,9610^\circ$$

Garis operasi dan kesetimbangan dengan metode *McCabe-Thiele* dapat dilihat pada gambar D.3

Dari gambar D.3 *plate* umpan masuk = 1

$$\text{Jumlah } \textit{plate} + \textit{reboiler} = 10$$

$$\text{Jumlah } \textit{plate} = 10 - 1 = 9$$



Gambar D.3 Garis operasi dan kesetimbangan dengan metode *McCabe-Thiele*

D.1.5 Menentukan Spesifikasi kolom Destilasi

1. Jarak Antar Tray

Tinggi *tray spacing* pada umumnya antara 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1983).

Diambil *tray spacing* = 0,55 m.

1) Laju alir massa bagian atas

$$\text{Feed} = F = 5.688,8314 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 736,7987 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = 9.904,0654 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = 4.952,0327 \text{ kg/jam}$$

2) Laju alir massa bagian bawah

$$\text{Bottom product} = B = 4.952,0327 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V' = 4.952,0327 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L' = 5.688,8314 \text{ kg/jam}$$

2. Perancangan Tray

$$\text{Tray Spacing} = 0,55 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tray, (Dc)} = 1,5 \text{ m} = 59,0551 \text{ in}$$

Luas tray, (Ac)

$$\begin{aligned} \text{Ac} &= \pi/4 \times \text{Dc}^2 \\ &= 3,14/4 \times (1,5)^2 \\ &= 1,7663 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas downcomer, (Ad)

$$\begin{aligned} \text{Ad} &= 0,12 \text{ Ac} \\ &= 0,12 \times 1,7663 \text{ m}^2 \\ &= 0,2120 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas netto, (An)

$$\begin{aligned} \text{An} &= \text{Ac} - \text{Ad} \\ &= 1,7663 \text{ m}^2 - 0,2120 \text{ m}^2 \\ &= 1,5543 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas aktif, (Aa)

$$\begin{aligned} \text{Aa} &= \text{Ac} - 2 \text{ Ad} \\ &= 1,7663 \text{ m}^2 - 2 \times 0,2120 \text{ m}^2 \\ &= 1,3424 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

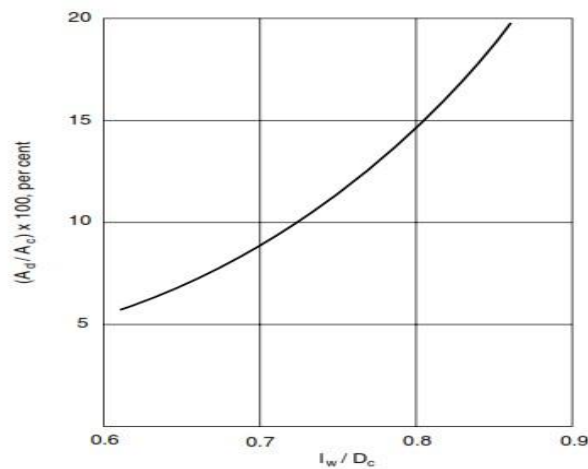
Luas hole, (Ah)

$$\begin{aligned} \text{Ah} &= 0,03 \text{ Aa} \\ &= 0,03 \times 1,3424 \text{ m}^2 \\ &= 0,0403 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari figure 11.31 (Coulson, 1983), untuk $\text{Ad}/\text{Ac} = 0,12$, maka:

$$\text{Lw}/\text{Dc} = 0,77$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang weir, lw} &= 0,77 \times \text{Dc} \\ &= 0,77 \times 1,5 \text{ m} \\ &= 1,1550 \text{ m} \end{aligned}$$



Gambar D.4 Grafik penentuan panjang *weir*

1) Tinggi *Weir* (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 50 - 75 mm (Coulson, 1983). Tinggi *weir* yang digunakan adalah 50,8 mm (Hysys, 2021)

Tinggi *weir* yang digunakan (h_w) = 50 mm = 0,05 m

2) Diameter *Hole* (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 15 mm (Coulson, 1983).

Diameter *hole* yang digunakan = 14 mm = 0,014 m

3) Tebal *tray*

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 3 mm = 0,003 m (Coulson, 1983).

4) Layout *tray*

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal. 465), untuk $l_w/D_c = 0,77$, maka $\theta_c = 90^\circ$.

Derajat *tray edge*

$$(\alpha) = 180^\circ - \theta_c$$

$$= 180^\circ - 90^\circ$$

$$= 90^\circ$$

$$Lh/Dc = 0,16$$

Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (Dc - h_w) \\ &= \frac{90}{180} \times 3,14 \times (1,5 - 0,05) \\ &= 2,2765 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} A_{up} &= h_w \times L_{av} \\ &= 0,05 \times 2,276 \text{ m} \\ &= 0,1138 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas *calming zone*

$$\begin{aligned} A_{cz} &= 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w)) \\ &= 2 \times 0,05 \text{ m} \times (1,14 \text{ m} - (2 \times 0,05)) \\ &= 0,104 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned} A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 1,344 - (0,1138 + 0,104) \\ &= 1,344 \text{ m}^2 - 0,2178 \text{ m}^2 \\ &= 1,1262 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{0,040}{1,1262} = 0,0355$$

Dari Fig. 11.33, hal, 466, Coulson, didapatkan nilai:

$$\frac{I_p}{d_h} = 4$$

Hole pitch

$$\begin{aligned} I_p &= \frac{I_p}{d_h} \times d_h \\ &= 4 \times 14 \text{ mm} = 56 \text{ mm} (0,056 \text{ m}) \end{aligned}$$

Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$\text{Luas 1 lubang } (A_{oh}) = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3,14}{4} \times (14 \text{ mm})^2 \\
 &= 153,86 \text{ mm}^2 \\
 &= 1,53 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \\
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{A_{oh}} \\
 &= \frac{0,0403 \text{ m}^2}{1,53 \times 10^{-4} \text{ m}^2} \\
 &= 261,73 \\
 &= 262 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

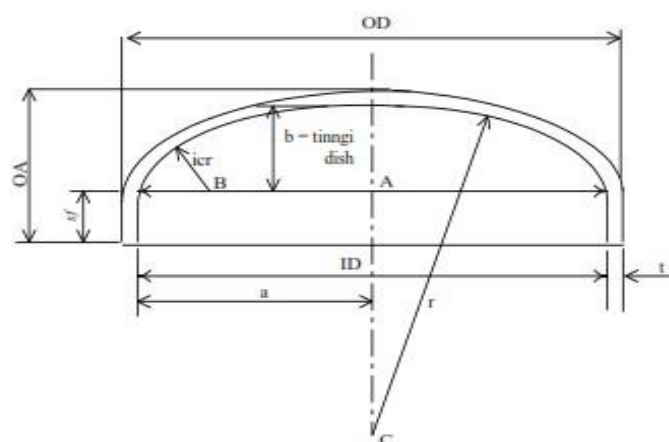
5) Spesifikasi Tray

Diameter tray (D_c)	= 1,5 m
Diameter lubang (d_h)	= 0,014 m
Hole pitch (I_p)	= 0,01325 m
Jumlah hole	= 262 lubang
Tray spacing	= 0,55 m
Tray thickness	= 0,003 m
Panjang weir	= 1,1550 m
Tinggi weir	= 0,05 m

D.1.6 Mechanical Design

1. Head Menara

1) Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara



Gambar D.5 Torispherical flanged and dished head

Keterangan :

- t_h = Tebal *head* (in)
 i_{cr} = *Inside corner radius* (in)
 r = *Radius of dish* (in)
 sf = *Straight flange* (in)
 OD = Diameter luar (in)
 ID = Diameter dalam (in)
 b = *Depth of dish* (in)
 OA = Tinggi *head* (in)

2) Menentukan Tebal *Shell*

Data perhitungan:

- Poperasi = 2 atm = 29,3919 psi
 P_{design} = 1,2 x Poperasi
 = 1,2 x 29,3919 psi
 = 35,2703 psi

Material *carbon Steel* SA-334 Grade C (alasan pemilihan material: tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat pada tekanan vakum) Data perhitungan:

- P = Tekanan *design* = 35,2703 psia
 r_i = Jari-jari *design* = 29,5276 in
 F = *Allowable stress* = 12.650 psia (Brownel & Young, 1959)
 C = Faktor korosi = 0,25 in/tahun (Brownel & Young, 1959)
 E = Efisiensi pengelasan = 0,75 (Brownel & Young, 1959)
 a = 2

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{a \times F \times E - 0,6 \times P} + c \\
 &= \frac{35,2703 \text{ psia} \times 29,5276 \text{ in}}{2 \times 12.650 \text{ psia} \times 0,75 - 0,6 \times 35,2703 \text{ psia}} + (0,25) \text{ in} \\
 &= 0,3049 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar untuk *shell*: 3/8 in (Brownel & Young, 1959)

3) Menentukan Tebal Head

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 \times ts) \\
 &= 59,0551 + (2 \times 0,3049) \\
 &= 59,8051 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young:

$$icr = 5,625 \text{ in}$$

$$rc = 72 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 w &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{72}{5,625}} \right) \\
 &= 1,64 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \times rc \times w}{2 \times f \times \epsilon - 0,2 \times P} \\
 &= \frac{35,2703 \text{ psia} \times 60 \text{ in} \times 1,64 \text{ in}}{2 \times 12.650 \text{ psia} \times 0,75 - 0,2 \times 35,2703 \text{ psia}} \\
 &= 0,4150 \text{ in}
 \end{aligned}$$

t_{head} standar = 1/2 in maka tebal yang digunakan:

$$t_{head} = 1/2 \text{ in}$$

Untuk tebal $head$ 1 in, dari tael 5,8 Brownell and Young maka:

$$sf = 1,5 - 3$$

$$\text{Diambil } sf = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\
 &= 10,0782 \text{ in} \\
 &= 0,2559 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4) Tinggi Head (OA)

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= th + b + sf \\
 &= 0,5 \text{ in} + 10,0782 \text{ in} + 3 \\
 &= 13,5484 \text{ in} \\
 &= 1,1289 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,3441 \text{ m} \\
 \text{AB} &= r_i - i_{cr} \\
 &= 29,5276 \text{ in} - 5,625 \text{ in} \\
 &= 25,9026 \text{ in} \\
 &= 0,6071 \text{ m} \\
 \text{BC} &= r_i - i_{cr} \\
 &= 72 \text{ in} - 5,625 \text{ in} \\
 &= 66,375 \text{ in} \\
 &= 1,6859 \text{ m} \\
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{(66,375 \text{ in})^2 - (25,9026 \text{ in})^2} \\
 &= 61,9217 \text{ in} \\
 &= 1,5728 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5) *Head Menara*

Dari perhitungan:

$$\text{Diameter kolom} = \text{ID} = \text{Dc} = 1,5 \text{ m} = 4,9213$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas kolom} &= 1,766 \text{ m}^2 \\
 &= 19,0118 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 0,000049 \times \text{Dc}^3 \\
 &= 0,000049 \times 4,9213^3 \\
 &= 0,005840 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf} \\
 &= 3,14/4 \times (4,9213 \text{ ft})^2 \times 0,25 \\
 &= 4,7530 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head total} &= \text{V head tanpa sf} + \text{V head pada sf} \\
 &= 0,005840 \text{ ft}^3 + 4,7530 \text{ ft}^3 \\
 &= 4,7588 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2.\text{sf} + 2/3.i_{cr} \\
 &= 59,8051 \text{ in} + (59,8051 \text{ in}/24) + (2 \times 3) + (2/3 \times 5,625 \text{ in}) \\
 &= 72,0469 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom* kolom:

$$\begin{aligned} Q &= \frac{L}{\rho l} \\ &= \frac{5.688,83 \text{ kg/jam}}{934,4 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6,166 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,102 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Waktu tinggal cairan dibawah *plate* terakhir: 5 – 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,102 \text{ m}^3/\text{s} \times 5 \text{ s} \\ &= 0,514 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L):

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{V \text{ cairan}}{\pi/4 \times D_c^2} \\ &= \frac{0,514}{3,14/4 \times 1,5^2} = 1,0758 \text{ m} = 3,8576 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Tinggi Total Menara

$$\text{Jarak dari } plate \text{ teratas} = 1 \text{ m} = 3,28 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah } plate = 10 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head dengan tebal head} &= OA - sf \\ &= 1,1289 \text{ ft} - 0,25 \text{ ft} \\ &= 0,8743 \text{ ft} \\ &= 0,2665 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi dibawah } plate \text{ terbawah} &= H_L + (OA - sf) \\ &= 3,8576 + (0,8743) \\ &= 4,7320 \text{ ft} \\ &= 1,4423 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi total = (jarak dari *plate* teratas + (jumlah *plate*-1 x *tray spacing*) + tebal *Plate* x jumlah *plate* + tinggi head dengan tebal head + tinggi dibawah *plate* terbawah)

$$\begin{aligned} &= (1 + (10 \times 0,55) + (0,05 \times 10) + 0,8743 + 1,4423) \\ &= 9,3166 \text{ m} \end{aligned}$$

D.1.7 Menentukan Perpipaan dan *Nozzle* Produk dan Umpan

1. Pipa *Feed* Menuju Kolom Distilasi

Diketahui:

$$G = 5.688,8314 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,4815 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,4181 \text{ cP}$$

$$= 0,0002 \text{ lb/ft s}$$

$$\rho = 990,2 \text{ kg/m}^3$$

$$= 61,8162 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{3,4815 \text{ lb/s}}{61,8162 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,0563 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{ID, optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0563)^{0,45} \times (61,8162)^{0,13}$$

$$= 1,8268 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

$$\text{Nominal pipa standar (NPS)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$= 0,1722 \text{ ft}$$

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

$$A = \text{Phi} \times (\text{ID}/2)^2$$

$$= 0,0232 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran feed (V)} = Q/A$$

$$= \frac{0,0563}{0,0232}$$

$$= 2,4181 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu}$$

$$= \frac{61,8162 \times 0,1722 \times 2,4181}{0,0002}$$

$$= 91.642,05 \text{ ft/s}$$

Sehingga aliran adalah turbulen.

Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

<i>Size</i>	= 2 in
<i>OD of pipe</i>	= 2,375 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,218 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 2,5 in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 10 in
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12,625 in
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6 in
<i>Distance, shell to flange face, inside (K)</i>	= 6 in

2. Pipa Gas Keluar Dari Puncak Menara

Diketahui:

$$G = 728,4102 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,4460 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,2286 \text{ cP}$$

$$= 0,0001 / \text{ft s}$$

$$\rho = 764,9316 \text{ kg/m}^3$$

$$= 47,7531 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{0,4460}{47,7531}$$

$$= 0,0093 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{ID, optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0093)^{0,45} \times (47,7531)^{0,13}$$

$$= 0,7870 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

$$\text{Nominal pipa standar (NPS)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 1,049 \text{ in} \\
 &= 0,0874 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 1,32 \text{ in} \\
 \text{A} &= \text{Phi} \times (\text{ID}/2)^2 \\
 &= 0,0059 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan aliran } \textit{feed} \text{ (V)} &= Q/A' \\
 &= \frac{0,0093}{0,0059} \\
 &= 1,5572 \text{ ft/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\
 &= 42.317,350
 \end{aligned}$$

Sehingga aliran adalah turbulen.

Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

<i>Size</i>	= 1,5 in
<i>OD of pipe</i>	= 1,90 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,200 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 2 in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 10 in
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12,625 in
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6 in
<i>Distance, shell to flange face, inside (K)</i>	= 6 in

3. Pipa Cairan Refluks Puncak Menara

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 G &= 728,4102 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,4460 \text{ lb/s} \\
 \mu &= 0,2286 \text{ cP} \\
 &= 0,0001/ \text{ft s} \\
 \rho &= 764,9316 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$= 47,7531 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{0,4460}{47,7531}$$

$$= 0,0093 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{ID, optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0093)^{0,45} \times (47,7531)^{0,13}$$

$$= 0,7870 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

Nominal pipa standar (NPS) = 1 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 1,049 in

= 0,0874 ft

OD = 1,32 in

A = $\text{Phi} \times (\text{ID}/2)^2$

= 0,0059 ft²

Kecepatan aliran *feed* (V) = Q/A'

$$= \frac{0,0093}{0,0059}$$

= 1,5572 ft/s

Nre = $\frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu}$

= 42.317,350

Sehingga aliran adalah turbulen.

Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

Size = 1,5 in

OD of pipe = 1,90 in

Flange nozzle thickness (n) = 0,200 in

Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 2 in

<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 10 in
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12,625 in
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6 in
<i>Distance, shell to flange face, inside (K)</i>	= 6 in

4. Pipa Cairan Keluar Dari Menara

Diketahui:

$$G = 6.425,63 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,9350 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,2747 \text{ cP}$$

$$= 0,0001 \text{ lb/ft s}$$

$$\rho = 934,40 \text{ kg/m}^3$$

$$= 58,3327 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho}$$

$$= 0,0520 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{ID, optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0520)^{0,45} \times (58,3327)^{0,13}$$

$$= 1,750 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

$$\text{Nominal pipa standar (NPS)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$= 0,1722 \text{ ft}$$

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

$$A = \text{Phi} \times (\text{ID}/2)^2$$

$$= 0,0232 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran feed (V)} = Q/A$$

$$= \frac{0,0520}{0,0232}$$

$$= 2,2358 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu}$$

$$= \frac{58,3327 \times 0,1722 \times 2,2358}{0,0001}$$

$$= 121.706,445 \text{ ft/s}$$

Sehingga aliran adalah turbulen.

Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

<i>Size</i>	= 2 in
<i>OD of pipe</i>	= 2,375 in
<i>Flange nozzle thickness (n)</i>	= 0,218 in
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (DR)</i>	= 2,5 in
<i>Length offside of reinforcing plate (L)</i>	= 10 in
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12,625 in
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6 in
<i>Distance, shell to flange face, inside (K)</i>	= 6 in

5. Pipa Gas Keluaran Reboiler

Diketahui:

$$G = 1.473,5974 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,9024 \text{ lb/s}$$

$$\mu = 0,2747 \text{ cP}$$

$$= 0,0001 \text{ lb / ft s}$$

$$\rho = 0,7242 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0452 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit Aliran (Q)} = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{1.473,5974}{0,0452}$$

$$= 0,0186 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{ID, optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,0186)^{0,45} \times (0,0452)^{0,13}$$

$$= 0,434 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Geankoplis, 1993)

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipa standar (NPS)} &= 0,5 \text{ in} \\
 \text{Schedule number} &= 40 \text{ (standar)} \\
 \text{ID} &= 0,622 \text{ in} \\
 \text{OD} &= 0,840 \text{ in} \\
 \text{A} &= \text{Phi} \times (\text{ID}/2)^2 \\
 &= 0,0322 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan aliran feed (V)} &= Q/A \\
 &= \frac{0,0519}{0,0232} \\
 &= 2,232 \text{ m/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times V}{\mu} \\
 &= \frac{58,3327 \times 0,1722 \times 2,232}{0,0001} \\
 &= 121.500,62
 \end{aligned}$$

Sehingga aliran adalah turbulen.

Berdasarkan spesifikasi pipa standat diatas, ditentukan spesifikasi *nozzle* standar untuk pipa *feed*.

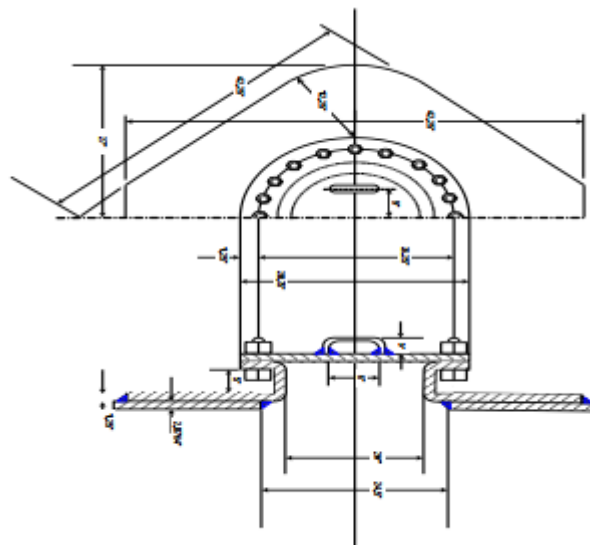
Spesifikasi *nozzle* standar dari Brownell and Young, 1959. Appendix. F item 1 adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Size} &= 1 \text{ in} \\
 \text{OD of pipe} &= 1,576 \text{ in} \\
 \text{Flange nozzle thickness (n)} &= 0,200 \text{ in} \\
 \text{Diameter of hole in reinforcing plate (DR)} &= 1,6875 \text{ in} \\
 \text{Length offside of reinforcing plate (L)} &= 10 \text{ in} \\
 \text{Width of reinforcing plate (W)} &= 12,625 \text{ in} \\
 \text{Distance, shell to flange face, outside (J)} &= 6 \text{ in} \\
 \text{Distance, shell to flange face, inside (K)} &= 6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D.1.8 Desain Manhole Access (Shell Manhole)

Manhole merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau peeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap *pressure vessel*

yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun *vessel* yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in. (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



Gambar D.6 Detail desain *manhole*

Direncanakan *manhole* dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 2 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka Konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, *appendix F* item 3 dan 4) dengan spesifikasi:

Diameter *manhole* (ID) = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 5/8 in

Bolting-flange thickness after finishing = 1/2 in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C:

Ketebalan *shell manhole* = 0,3125 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 0,1875 in

Ukuran *Fillet Weld B* = 0,3125 in

Afrox radius (R) = 5/8 in

<i>Lenght of side (L)</i>	= 45 in
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 54 in
<i>Max diamter of hole in shell</i>	= 24,5 in
<i>Inside diameter of manhole</i>	= 20 in
<i>Diameter bolt circle (DB)</i>	= 26,25 in
<i>Diameter of cover plate (DC)</i>	= 28,75 in

D.1.9 Menghitung Berat Kolom

Berat total kolom = berat *vessel* + berat material

1. Berat *vessel* dan perlengkapannya

1) Berat *shell*

Data perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{ID } shell &= 1,5 \text{ m} \\ &= 59,0551 \text{ in} \\ &= 4,9213 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= 0,375 \text{ in} \\ &= 0,0312 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD } shell &= 59,8051 \text{ in} \\ &= 4,9733 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$H_s = 29,0394 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{carbonstell}} = 489 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Foust, App. D.10})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } shell &= \frac{1}{4} \pi \times H_s \times (\text{OD} - \text{ID})^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 29,0394 \text{ ft} \times (4,9733 \text{ ft} - 4,9213 \text{ ft})^2 \\ &= 11,7469 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat } shell \text{ total} &= \text{Volume } shell \times \rho_{\text{carbonstell}} \\ &= 11,7469 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lbm/ft}^3 \\ &= 5.744,26 \text{ lb} \\ &= 2.605,554 \text{ kg} \end{aligned}$$

2) Berat *Disk Head*

Data perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{ID } head &= 1,5 \text{ m} \\ &= 4,9213 \text{ ft} \end{aligned}$$

th	$= 0,5 \text{ in}$	
	$= 0,0417 \text{ ft}$	
Panjang <i>straight flange</i>	$= 3 \text{ in}$	$= 0,25 \text{ ft}$
<i>Inside corner radius</i>	$= 5,625 \text{ in}$	$= 0,4687 \text{ ft}$
<i>Blank diameter</i>	$= 72,0469 \text{ in}$	
	$= 6,0036 \text{ ft}$	
$\rho_{\text{carbonstell}}$	$= 489 \text{ lbm/ft}^3$	(Foust, App. D.10)
Volume <i>disk head</i>	$= \frac{1}{4} \pi \times th \times (bd)^2$	
	$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,0417 \times (6,0036)^2$	
	$= 1,1789 \text{ ft}^3$	
Berat <i>head</i>	$= \text{Volume } disk \text{ head} \times \rho_{\text{carbonstell}}$	
	$= 1,1789 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lbm/ft}^3$	
	$= 576,503 \text{ lb}$	
	$= 261,49 \text{ kg}$	
Berat <i>head dan bottom</i>	$= 2 \times \text{berat head}$	
	$= 2 \times 261,49$	
	$= 522,994 \text{ kg}$	
3) Berat Jaket Isolator		
ρ_{isolator}	$= 489 \text{ lbm/ft}^3$	(Foust, App. D.10)
Volume isolator	$= \pi \times D_c \times T_{\text{dis}} \times sf$	
	$= 3,14 \times 4,9213 \times 29,0394 \times 0,25$	
	$= 112,1845 \text{ ft}^3$	
Berat isolator	$= \text{Volume isolator} \times \rho_{\text{isolator}}$	
	$= 112,1845 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lbm/ft}^3$	
	$= 54.858,2313 \text{ lb}$	
	$= 24.833,254 \text{ kg}$	
4) Berat <i>Opening</i>		
Berat <i>manhole</i>		
Manhole 20 in	$= 428 \text{ lb}$	(Brownell and Young, 1959)
	$= 194,1375 \text{ kg}$	
Berat tutup	$= 29,2200 \text{ lb}$	(Megyesy, pp 384)

$$\begin{aligned}
 &= 13,2539 \text{ kg} \\
 \text{Berat total } \textit{manhole} &= 194,1375 \text{ kg} + 13,2539 \text{ kg} \\
 &= 207,3914 \text{ kg} \\
 \text{Total } \textit{manhole} \text{ ada 2} &= 2 \times \text{Berat } \textit{manhole} \\
 &= 2 \times 207,3914 \text{ kg} \\
 &= 414,7828 \text{ kg} \\
 \text{Berat } \textit{nozzle} & \\
 \text{Ukuran } \textit{nozzle} &= \textit{nozzle feed} + \textit{nozzle keluar} \\
 &= (2) + (1+1+2+2) \\
 &= 8 \text{ in} \\
 \text{Berat } \textit{nozzle} &= (6) + (4+4+6+6) \\
 &= 26 \text{ lb} \\
 &= 11,793 \text{ kg} \\
 \text{Berat } \textit{opening total} &= 414,7828 + 11,793 \\
 &= 426,576 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

5) Berat fluida dalam kolom

Waktu tinggal cairan dibawah plate terakhir 5-10 menit (Ulrich, 1984).

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Fluida} &= \text{Mass flow} \times 10 \text{ menit} \\
 &= 5.688,83 \text{ kg/jam} \times 0,1666 \text{ jam} \\
 &= 948,1386 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Maka berat total kolom adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= \text{berat } \textit{shell} + \text{berat } \textit{dish head and bottom} + \text{berat isolator} + \text{berat} \\
 &\quad \text{opening} + \text{berat fluida dalam kolom} \\
 &= 29.386,51 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

D.1.10 Wind Loading

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan dinamis angin} &= \frac{1}{2} \times C_d \times \rho_a \times U_w^2 \\
 \text{Untuk } \textit{smooth cylinder} &= 0,05 \times U_w^2 \\
 \text{Design 160 km/hr} &= (0,05)(160)^2 \\
 &= 1.280 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Sehingga, tekanan angin adalah 1.280 N/m^2

$$\text{Diameter rata-rata, termasuk isolator} = 1,5 + 2(3 + 75) \times 10^{-3}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,656 \text{ m} \\
 \text{Loading (per linear meter), } F_w &= (1280) (1,656) \\
 &= 2.119,6800 \text{ N/m} \\
 \text{Dimana } x &= H_v \\
 &= \text{m (ketinggian menara)} \\
 M_x &= F_w \left(\frac{x^2}{2}\right) \\
 &= 2.119,68 \times \left(\frac{9,408^2}{2}\right) \\
 &= 98.505,9098 \text{ Nm}
 \end{aligned}$$

D.1.11 Desain *Skirt Support* Menara Distilasi

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

1. Momen pada *base*

$$M = P_w D_{is} H \cdot hl \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1, Brownel, 1959})$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 5,4331 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 29,0394 \text{ ft}$$

$$hl = \text{level arm} = H/2 = 14,5197 \text{ ft}$$

Sehingga momen pada *base*

$$M = 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,4331 \text{ ft} \times 29,0394 \text{ ft} \times 14,5197 \text{ ft}$$

$$= 57.270,274 \text{ ft.lb}$$

$$= 687.243,26 \text{ lb.in}$$

2. Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambungan *skirt*)

$$M_T = M - h_T(V - 0,5P_w D_{is}h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

$$V = \text{total shear} = 3.944,3213 \text{ lb}$$

$$h_T = \text{ketinggian skirt} = 7,2598 \text{ ft}$$

Momen pada batas penyambung:

$$\begin{aligned}
 M_T &= 57.270,274 \text{ lb.in} - 7,2589 \text{ ft} \times (3.944,321 \text{ lb} - (0,5 \times 25 \text{ lb/ft}^2 \times \\
 &5,4331 \text{ ft} \times 7,2589 \text{ ft}) \\
 &= 19.763,0762 \text{ ft.lb} \\
 &= 237.156,90 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan tebal skirt

$$t = \frac{12 \times M_T}{R^2 \pi S E} + \frac{W}{D \pi S E} \quad \text{(Megesy, 1983)}$$

Keterangan:

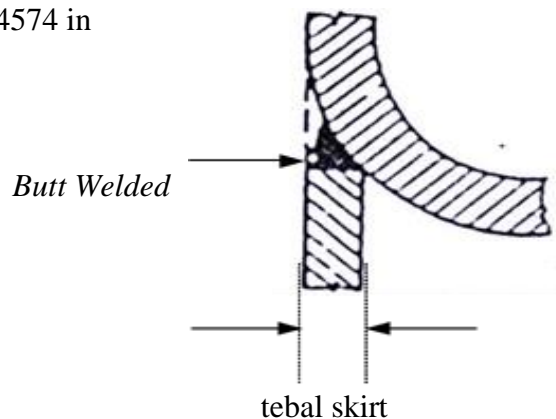
- D_o = diameter luar skirt ,skirt dibuat bentuk *cylindrical skirt* = 59,805 in
- E = efisiensi penyambung kolom dan skirt = 0,75 (*butt joint welding*)
- M_T = momen pada penyambung skirt & vessel = 276.570,03 lb.in
- R = radius luar skirt = 29,9025 in

TABLE C MAXIMUM ALLOWABLE STRESSES FOR BOLTS USED AS ANCHOR BOLT		
Specification Number	Diameter in.	Max. allow. Stress psi.
SA 307	All diameters	15,000
SA 193 B 7	2½ and under	19,000
SA 193 B16	2½ and under	17,000
SA 193 B 7	Over 2½ to 4 incl.	18,000
SA 193 B16	Over 2½ to 4 incl.	15,000

- S = Nilai stress dari head, bahan *stainless steel* = 12500 psi
- W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi) = 67.979,68 lb

Maka tebal skirt dapat dihitung seperti berikut:

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{12 \times 761.415,2 \text{ lb.in}}{29,9025 \text{ in}^2 \times 3,14 \times 12500 \text{ lb/in}^2 \times 0,75} + \frac{67.979,68 \text{ lb}}{59,805 \text{ in} \times 3,14 \times 12500 \text{ lb/in}^2 \times 0,75} \\
 &= 0,4574 \text{ in}
 \end{aligned}$$



Gambar D.7 Sketsa Skirt Menara Distilasi

D.1.11 Desain *Anchor Bolt*

Vertikal *vessel* harus merekat erat pada *concrete fondation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal *vessel*, pada *vessel* yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete fondation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada *vessel* dengan diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

5. Menentukan *Maximum Tension*

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

M = Momen pada *base ring* berdasarkan tekanan angin = 57.270,274 ft.lb

W = Berat *vessel* = 64.797,273 lb

Diameter tempat *bolt* dipasang diasumsikan sebesar 24 in

Sehingga:

$$\begin{aligned} A_B &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \\ &= \frac{3.14}{4} \times (24)^2 \\ &= 452,16 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_B &= \pi \times D \\ &= 3,14 \times 24 \\ &= 75,36 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga *maximum tension* pada *bolt* dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} T &= \frac{12 \times 57.270,27}{452,16} - \frac{64.797,273}{75,36} \\ &= 660,0753 \text{ ft/lin.in} \end{aligned}$$

6. Menentukan *area bolt*

$$B_A = \frac{T \times C_B}{S_B \times N} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan :

$$T = \text{Maximum tension of bolt} = 660,0753 \text{ ft/lin.in}$$

S_B = Maximum allowable stress value dari material bolt = 12.650 psi

C_B = Circumference pada lingkaran bolt = 75,36 in

N = Jumlah anchor bolt = 8 buah

Sehingga:

$$B_A = \frac{660,0753 \times 75,36}{12.650 \times 8}$$

$$= 0,4915 \text{ in}^2$$

Diperlukan bolt area sebesar $0,4915 \text{ in}^2$ yang kemudian ditambahkan dengan faktor korosi sebesar $0,25 \text{ in}^2$ sehingga bolt area digunakan sebesar $0,7415 \text{ in}^2$. Berdasarkan Tabel.A (Megesy hal-77, 1983), maka digunakan bolt berukuran 1,25 in sebanyak 8 buah.

I_2 = 0,25 in

I_3 = 0,75 in

7. Desain anchor bolt chair

Pada menara distilasi, anchor bolt didesain dengan menggunakan chair agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan bolt dengan ukuran 1,875 in maka dari tabel standar chair anchor bolt, tabel berdasarkan Scheiman A.D. Shorts Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing, Petroleum Refiner, June 1963. (Megesy hal 76, 1983).

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 ³ / ₄	3	2 ¹ / ₂	1/2	3/4	1 ¹ / ₄	1 ¹ / ₂
1 ¹ / ₈	1 ⁷ / ₈	3	2 ¹ / ₂	1/2	3/4	1 ³ / ₈	1 ⁵ / ₈
1 ¹ / ₄	2	3	2 ¹ / ₂	1/2	1	1 ¹ / ₂	1 ³ / ₄
1 ³ / ₈	2 ¹ / ₈	4	3	5/8	1	1 ⁵ / ₈	1 ⁷ / ₈
1 ¹ / ₂	2 ¹ / ₄	4	3	5/8	1 ¹ / ₄	1 ³ / ₄	2
1 ⁵ / ₈	2 ³ / ₈	4	3	5/8	1 ¹ / ₄	1 ⁷ / ₈	2 ¹ / ₈
1 ³ / ₄	2 ¹ / ₂	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ¹ / ₂	2	2 ¹ / ₄
1 ⁷ / ₈	2 ⁵ / ₈	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ¹ / ₂	2 ¹ / ₈	2 ³ / ₈
2	2 ³ / ₄	5	3 ¹ / ₂	3/4	1 ³ / ₄	2 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂
2 ¹ / ₄	3	6	4	1	1 ³ / ₄	2 ¹ / ₂	2 ³ / ₄
2 ¹ / ₂	3 ¹ / ₄	6	4	1	2	2 ³ / ₄	3
2 ³ / ₄	3 ¹ / ₂	7	5	1 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂	3	3 ¹ / ₄
3	3 ³ / ₄	7	5	1 ¹ / ₄	2 ¹ / ₂	3 ¹ / ₄	3 ¹ / ₂

The above table is taken from Scheiman A.D. Short Cuts to Anchor Bolting and Base Ring Sizing. Petroleum Refiner, June 1963.

A = 3.25 in

D = 1 in

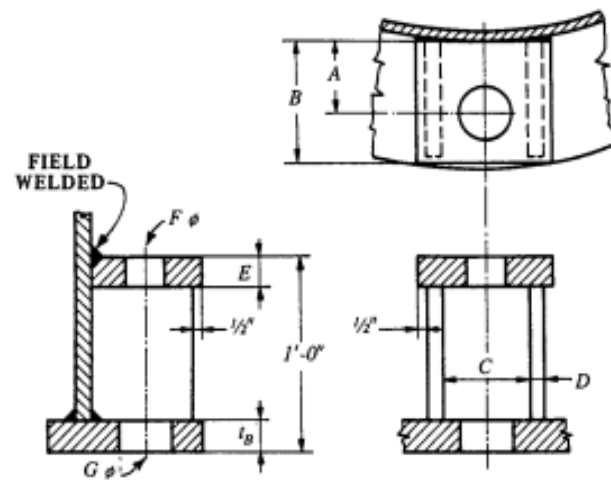
G = 3 in

B = 6 in

E = 2 in

C = 4 in

F = 2,75 in



Gambar D.8 Sketsa *anchor bolt chair*

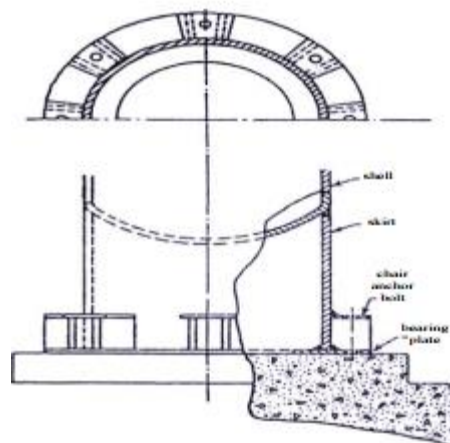
8. Stress pada *anchor bolt*

$$S_B = \frac{T \times C_B}{B_A \times N}$$

$$= 8.385,1941 \text{ psi}$$

Jadi *stress* pada *anchor bolt* = 8.074,6671 psi < 15.000 psi (memenuhi)

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi



Gambar D.9 Sketsa penyangga menara distilasi

D.1.12 Desain *Base Ring/Bearing Plate*

Beban yang ditopang pada *skirt* dilanjutkan ke pondasi menara melalui *base ring*. *Base ring* harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

1. Menentukan maksimum kompresi dari *base ring*

$$P_c = \frac{12M}{A_s} + \frac{W}{C_s}$$

Keterangan :

$$M = \text{Momen } base \text{ ring} = 57.270,274 \text{ ft.lb}$$

$$W = \text{Berat } vessel = 64.797,273 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{\pi}{4} \times Do^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (59,80)^2 \\ &= 46,947 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_s &= \pi \times Do \\ &= 3,14 \times 59,80 \\ &= 187,788 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} P_c &= \frac{12 \times 57.270,274}{46,947} + \frac{64.797,273}{187,788} \\ &= 14.983,7595 \text{ lb/lin.in} \end{aligned}$$

2. Menentukan lebar dari *base ring*

$$l = \frac{P_c}{f_b}$$

Keterangan:

$$f_b = \text{Safe bearing load} = 750 \text{ psi}$$

$$P_c = \text{Kompresi maksimum pada } base \text{ ring} = 14.983,7595 \text{ lb/lin.in}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} l &= \frac{14.983,7595}{750} \\ &= 19,9783 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel A (Megesy hal-69, 1983) digunakan *bolt* dengan ukuran 2,5 in.

$$I_2 = 0,25 \text{ in}$$

$$I_3 = 0,75 \text{ in}$$

Maka,

$$\begin{aligned} l_i &= I_2 + I_3 \\ &= (0,25 + 0,75) \text{ in} \\ &= 1 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Menentukan ketebalan *base ring*

$$t_B = 0,32 \times l_i$$

$$t_B = 0,32 \times 1 \text{ in}$$

$$= 0,32 \text{ in}$$

Sehingga ketebalan base ring (t_B) yang digunakan adalah 0,32 in

D.1.13 Desain *Flange Tutup (Head dan Bottom)*

1. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian shell menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain = 35,2703 psi

Material *flange* = Carbon steel SA-240 grade C

Bolting steel = Carbon steel SA-193 grade B7

Material gasket = Asbestos composition

Diameter luar *shell*, B = 59,8051 in

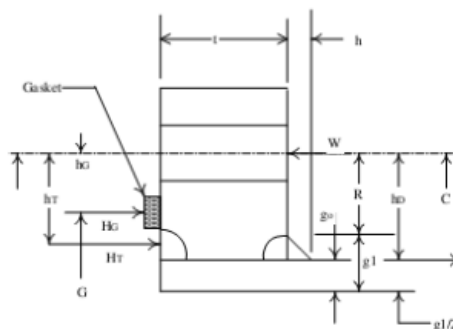
Ketebalan *shell* = 0,7500 in

Diameter dalam *shell* = 59,0551 in

Tegangan dari material *flange* (f_a) = 17.000 psi

Tegangan dari *bolting* material (f_b) = 20.000 psi

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut :



Gambar D.10 Tipe *flange* dan dimensinya

2. Perhitungan lebar gasket

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P(m+1)]}}$$

(Pers. 12.2 Brownell and Young 1959)

Dimana :

d_o = diameter luar gasket, in

d_i = diameter dalam gasket, in

y = *yield stress*, lb/in² (fig 12.11)

m = faktor gasket (fig 12.11)

Digunakan material gasket yaitu soft steel, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

$y = 18.000$ dan $m = 5,5$

Sehingga

$$\begin{aligned} d_o/d_i &= \sqrt{\frac{y - P \cdot m}{y - [P(m+1)]}} \\ &= \sqrt{\frac{18000 - (35,2703 \times 5,5)}{18000 - [35,2703(5,5 + 1)]}} \\ &= 1,0020 \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket d_i sama dengan diameter luar shell 59,8051 in, sehingga :

$D_o = 1,0020 \times 59,8051 \text{ in} = 61,0251 \text{ in}$

Lebar gasket minimum (N) :

$$\begin{aligned} N &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= 0,51 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,5 in

Diameter gasket rata-rata, $G = d_o + \text{lebar gasket}$

$$= 61,0251 \text{ in} + 0,51 \text{ in}$$

$$= 61,5351 \text{ in}$$

$W_{m1} = H_y = b \times \pi \times G \times y$

$$= 0,2550 \times 3,14 \times 61,5351 \times 18.000$$

$$= 886.881,1287 \text{ lb}$$

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan 12.90 Brownell

$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p$

$$= 2 \times 0,2550 \times 3,14 \times 61,5351 \times 5,5 \times 35,2703$$

$$= 19.115,8999 \text{ lb}$$

Keterangan :

H_p = beban *join tight* (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan persamaan 12.89 Brownell & young (1959).

$$H = \frac{\pi G^2}{4} P$$

$$H = \frac{3,14 (61,5351)^2}{4} \times 35,2703$$

$$= 104.839,5073 \text{ lb}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & young (1959).

$$W_{m2} = H + H_p$$

$$= 104.839,5073 \text{ lb} + 19.115,8999 \text{ lb}$$

$$= 123.955,4072 \text{ lb}$$

W_{m2} lebih besar dari W_{m1} sehingga W_{m2} sebagai beban pengontrol.

Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*) (Pers. 12.92 Brownell & Young, 1959).

$$A_{m1} = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

Keterangan :

f_b = tegangan material *bolt* = 20.000 psi

$$A_{m1} = \frac{123.955,4072}{20.000}$$

$$= 6,1978 \text{ in}^2$$

3. Perhitungan ukuran baut minimum

Dari tabel 10.4, Brownell & Young Digunakan baut berukuran 1 in.

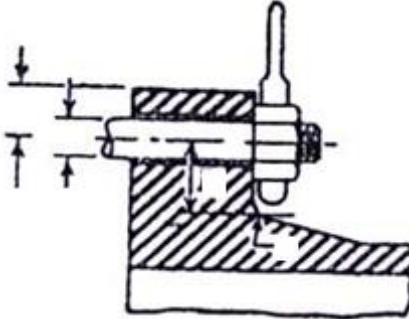
Root area : 0,551 in²

Bolt spacing standar (Bs) : 2,25 in

Minimal radian distance (R) : 1,375 in

Edge distance (E) : 1,0625 in

Jumlah Baut Minimum : 48 buah
 Bolt circle diameter, BC : 67,37 in



Gambar D.11 Detail ukuran baut

4. Perhitungan diameter *flange* luar

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\
 &= 62,37 \text{ in.} + (2 \times 1,0625) \\
 &= 64,002 \text{ in} \\
 &= 1,625 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Periksa lebar gasket :

$$\begin{aligned}
 A_{\text{actual}} &= 8 \times 0,7415 \\
 &= 3,7077 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned}
 N_{\text{min}} &= \frac{A_{\text{actual}} \times f_{\text{allow}}}{2y\pi G} \\
 &= \frac{3,7077 \times 17000}{2 \times 18.000 \times 3.14 \times 61,5351} \\
 &= 0,0091 \text{ in} < 0,40 \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

5. Perhitungan momen

Untuk *bolting up condition (no internal pressure)* persamaan untuk mencari beban desain

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{2} (A_b + A_m) f && \text{(Pers. 12.91, Brownell, 1959)} \\
 &= \frac{1}{2} (3,7077 \text{ in}^2 + 6,1978 \text{ in}^2) \times 17000 \text{ psi} \\
 &= 84.196,257 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan untuk mencari hubungan lever arm

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G) \quad \text{(Pers. 12.101, Brownell, 1959)}$$

$$= \frac{1}{2} (59,4301 - 54,4989) \text{ in}$$

$$= 2,4656 \text{ in}$$

Untuk kondisi beroperasi, flange moment adalah sebagai berikut:

$$M_a = W \times h_G$$

$$= 84.196,257 \text{ lb} \times 2,4656 \text{ in}$$

$$= 207.594,292 \text{ lb.in}$$

Untuk H_D digunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

B adalah diameter luar shell = 59,8051 in

$$H_D = 0,785 \times 59,8051^2 \text{ in} \times 35,2703$$

$$H_D = 99.027,3716 \text{ lb}$$

The lever arm, gunakan persamaan 12.10 Brownell & Young.

$$h_D = \frac{1}{2} (C - B)$$

$$= \frac{1}{2} (59,4301 - 54,4989)$$

$$= 2,4656 \text{ in}$$

The moment, M_D gunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 99.027,3716 \text{ lb} \times 2,4656 \text{ in}$$

$$= 244.161,8875 \text{ lb in}$$

H_G dicari menggunakan persamaan 12.98 Brownell & Young.

$$H_G = W - H = W m_1 - H$$

$$= 9.468,35 \text{ lb}$$

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G)$$

$$= 2,215 \text{ in}$$

Momen dicari dengan persamaan 12.98 Brownell & Young

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= 20.972,3953 \text{ lb.in}$$

H_T dihitung dengan menggunakan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$H_T = H - H_D$$

$$= 5.812,1356 \text{ lb}$$

Hubungan lever arm adalah dengan persamaan 12.102 Brownell & Young.

$$h_T = \frac{1}{2} (h_D + h_G)$$

$$= 2,3403 \text{ in}$$

The moment dicari dengan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 13.602,1410 \text{ lb in}$$

Jumlah momen pada kondisi operasi, M_O

$$M_O = M_D + M_G + M_T \quad (\text{Pers. 12.99, Brownell, 1959})$$

$$= (244.161,8875 + 20.972,3953 + 13.602,1410) \text{ lb.in}$$

$$= 278.736,4238 \text{ lb.in}$$

Momen operasi adalah momen pengontrol, sehingga $M_{\max} = 278.736,4238 \text{ lb.in}$

6. Perhitungan tebal flange

$$t = \frac{\sqrt{YM_{\max}}}{fB}$$

Diketahui:

$$K = A/B = 1,0564$$

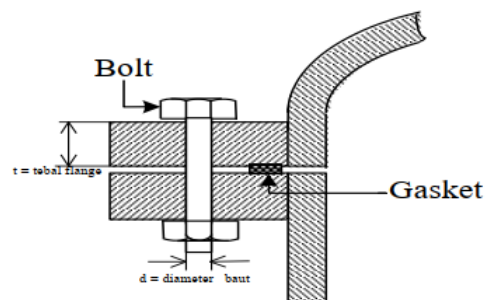
Dari fig. 12.22 Brownell didapat nilai $Y = 10$

$$t = \frac{\sqrt{YM_{\max}}}{fB}$$

$$= \frac{\sqrt{10 \times 278.736,4238 \text{ lb.in}}}{20.000 \text{ lb/in}^2 \times 59,8051 \text{ in}}$$

$$t = 1,52$$

Sehingga di dapat ketebalan flange adalah, $t = 1,52 \text{ in}$



Gambar D.12 Detail Untuk Flange dan Bolt Pada Head Menara

LAMPIRAN E

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

E.1 Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screening* (SC)

Fungsi : menyaring partikel-partikel padat dengan ukuran yang besar

Jenis : *bar screen*

Jumlah : 1

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Kondisi operasi:

- Temperatur = 30°C
- Densitas air ρ = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 1997)
- Laju alir massa = 21767,10188kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s
- Laju alir volume(Q) = $\frac{F}{\rho} = \frac{13,34301578 \text{ lb/detik}}{995,68 \text{ lb/ft}^3} = 0,214 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Dari tabel 5.1 *Physical Chemical Treatment of Water and Wastewater*

Ukuran bar:

- Lebar bar = 5 mm
- Tebal bar = 20 mm
- *Bar clear spacing* = 20 mm
- Slope = 30°

Direncanakan ukuran *screening*:

Panjang screen = 2 m

Lebar screen = 2 m

Misalkan, jumlah bar = x

Maka, $20x + 20(x + 1) = 2000$

$$40x = 1980$$

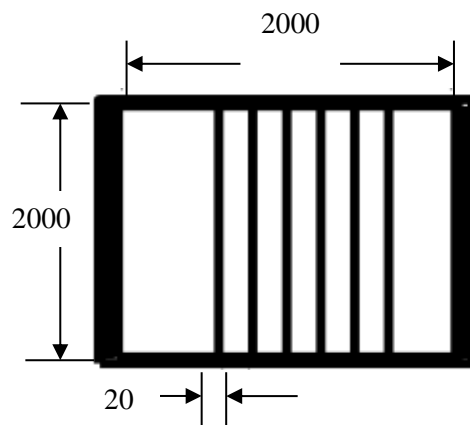
$$x = 49,5 \times 50 \text{ buah}$$

Luas bukaan (A₂) = $20(50 + 1)(2000) = 2.040.000 \text{ mm}^2 = 2,040 \text{ m}^2$

Untuk pemurnian air sungai menggunakan *bar screen*, diperkirakan $C_d = 0,4$

dan 30% *screen* tersumbat.

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss } (\Delta h) &= \frac{Q^2}{2gCd^3A_2^2} \\
 &= \frac{(0,214)^2}{2(9,8)(0,4)^3(2,040)^2} \text{ m dari air} \\
 &= 0,008772 \text{ m dari air} \\
 &= 8,772 \text{ mm dari air}
 \end{aligned}$$



Gambar E.1 Sketsa sebagian bar screen, satuan mm (dilihat dari atas)

2. Pompa Air Sungai (P-201)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *Standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 21767,10188kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,160 lb/ft³ (Perry,1997)

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 5,38.10⁻⁴ lb/ft.s = 1,938 lbm/ft.jam
(Perry,1997)

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Peters and Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,338 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2} \\ &= 3,125 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{\text{RE}} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen} \end{aligned}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\epsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{\text{RE}} = 106719,264$ dan $\epsilon/D = 0,000155$, maka diperoleh harga $f = 1$

$$\begin{aligned}
1.) \quad 1 \text{ Sharp edge entrance (hc)} &= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
&= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
&= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb} \\
2.) \quad 2 \text{ Elbow } 90^\circ \text{ (hf)} &= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
&= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
&= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb} \\
3.) \quad 1 \text{ Check valve (hf)} &= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
&= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
&= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb} \\
4.) \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft (Ff)} &= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{di}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
&= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right) \\
&= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb} \\
5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit (h}_{ex}\text{)} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
&= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
&= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb} \\
\text{Total fraction loss} &= 103,258 \text{ ft.lbf/lb}
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbf/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{lb}}}{550 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

3. Bak Penampungan air (B-201)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang

besar tanpa bantuan bahan kimia.

Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi

Jumlah : 2 Unit (1 *Standby*)

Bahan Kontruksi : Beton

Data :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\ &= 13,34301578 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry,1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (Q)} &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{21767,10188 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 21,861 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Bak pengendap dirancang untuk menampung air selama 1 hari.

$$\text{Volume air buangan} = (21,861 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}) = 524,664 \text{ m}^3$$

Bak terisi 90% maka,

$$\text{Volume bak} = (524,664 \text{ m}^3 / 0,9) / 2 = 291,480 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{Panjang bak} = 2 \times \text{Lebar bak}$$

$$\text{Maka, volume bak} = P \times L \times T$$

$$291,480 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$291,480 \text{ m}^3 = 2L^3$$

$$\text{maka, } L^3 = \left(\frac{291,480}{2}\right)$$

$$= 145,740$$

$$L = \sqrt[3]{145,740}$$

$$= 5,262 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\text{Panjang bak} = 5,262 \times 2 = 10,524 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 5,262 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak} = 5,262 \text{ m}$$

Dibuat Tinggi bak pengendapan sebesar 3m, maka

$$\text{Panjang bak} = 10,524 + 5,262 = 15,786 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak} = 5,262 + 5,262 = 10,524$$

$$\text{Tinggi bak} = 3,586$$

4. Pompa Menuju Clarifier (P-202)

Fungsi : Memompa air dari bak pengendapan menuju clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\ &= 13,34301578 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry,1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8007 \text{ cP} = 5,38 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam} \\ & \quad (\text{Perry,1997}) \end{aligned}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir massa, } Q = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{13,3485329 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3,338 \text{ in}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,125 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{\text{RE}} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\epsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,00051$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{\text{RE}} = 106719,264$ dan $\epsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

$$1.) \quad 1 \text{ Sharp edge enterance (hc)} = 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$2.) \quad 2 \text{ Elbow } 90^\circ (\text{hf}) \quad = n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$3.) \quad 1 \text{ Check valve (hf)} \quad = n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$4.) \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft (Ff)} \quad = 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{di} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174} \right)$$

$$= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit (h}_{\text{ex}}) = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Total fraction loss} \quad = 103,258 \text{ ft.lbf/lb}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbf/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{lb}}}{550 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

5. Clarifier (CL-201)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena pengendapan bahan alumina dan soda abu

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Tipe : *Eksternal solid recirculation clarifer*

Jumlah : 1 Unit

Data :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\ &= 13,34301578 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam} \\ &(\text{Perry, 1997}) \end{aligned}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju massa air (F)} = 21767,10188 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa } \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 1,088 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa } \text{Na}_2\text{CO}_3 = 0,5877 \text{ kg/jam}$$

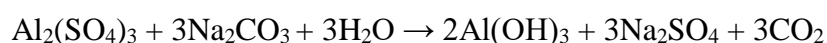
$$\text{Laju massa total} = 21768,77758 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 2.710 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Densitas } \text{Na}_2\text{CO}_3 = 2.533 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

Reaksi koagulasi:



Perhitungan :

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh untuk clarifier tipe *up flow* (radial) :

Kedalaman = 3 – 5 m

Settling time = 1 – 3 jam

Dipilih kedalaman air (H) = 3 m dan *settling time* = 1 jam

Diameter dan tinggi clarifier :

$$\begin{aligned} \text{Densitas larutan } (\rho) &= \frac{21767,10188 + 1,088 + 0,5877}{\frac{21767,10188 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} + \frac{1,088 \text{ kg/jam}}{2.710 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,5877 \text{ kg/jam}}{2.533 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 95,687 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan } v = \frac{21767,10188 \text{ kg/jam}}{95,687 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} = 227,482 \text{ m}^3$$

$$D = \frac{(4 \times v)^{1/2}}{\pi \times H} = \frac{(4 \times 227,482 \text{ m}^3)^{1/2}}{3,14 \times 3} = 3,2022 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi clarifier} = 1,5 \times 3,2022 \text{ m} = 4,8033 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 95,687 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3 \text{ m} \\ &= 2813,1978 \text{ Pa} = 2,8131978 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 2,8131978 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 104,138 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 2,8131978 \text{ kPa} = 2,9538 \text{ kPa}$$

$$\text{Join efficiency} = 0,85 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{2,9538 \text{ kPa} \times 3,2022 \text{ m}}{(2 \times 87.218,71 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 2,9538 \text{ kPa})} = 0,000067 \text{ m} = 0,0026 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,02 \text{ in} = 0,0005 \text{ m}$$

$$= 0,0005 \text{ m/tahun}$$

$$n = 10 \text{ tahun}$$

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0026 in + 0,02 in = 0,0226 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/45 in (Brownell & Young, 1959).

6. Tangki Pelarut Alumina Sulfat [Al₂(SO₄)₃] (TP-001)

Fugsi : Membuat larutan alum [Al₂(SO₄)₃]
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
 Jumlah : 1 Unit

Data :

Total kebutuhan air = 21767,10188 kg/jam

Jumlah alum yang dibutuhkan asumsi 50 ppm dari jumlah air yang diolah.

$$= 21767,10188 \text{ kg/jam} \times 50 \times 10^{-6}$$

$$= 1,088 \text{ kg/jam}$$

Densitas Al₂(SO₄)₃ 30 % = 1.363 kg/m³ = 85,095 lb/ft³

Kebutuhan perancangan = 30 Hari

Kapasitas penampungan = $\frac{1,088 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.363 \text{ kg/m}^3}$

$$= 1,916 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20 %

Maka:

Volume tangki = 1,2 × 1,916 m³ = 2,2992 m³

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

H_s : D_i = 2 : 1

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times 2D_i}{4}$$

$$V_s = 2\left(\frac{\pi \times D_i^3}{4}\right)$$

$$V_s = \left(\frac{\pi \times D_i^3}{2}\right)$$

$$2,2992 \text{ m}^3 = \left(\frac{3,14 \times D_i^3}{2}\right)$$

$$2,2992 \text{ m}^3 = (1,57 \times D_i^3)$$

$$1,4644 \text{ m}^3 = D_i^3$$

$$D_i = 1,135 \text{ m} = 3,723 \text{ ft}$$

$$H_s = 2/1 \times D_i$$

$$= 2/1 \times 1,135 \text{ m} = 2,27 \text{ m} = 7,447 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}} \\ &= \frac{1,916 \text{ m}^3 \times 2,27 \text{ m}}{2,2992 \text{ m}^3} = 1,8916 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h &= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,8916 \text{ m} = 25266,85784 \text{ Pa} \\ &= 25,267 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan udara luar, P

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}, \\ &= 25,267 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 126,592 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = (1,05) (126,592)$$

$$P_{\text{desain}} = 132,9216 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,02 \text{ in} = 0,0005 \text{ m}$$

$$= 0,0005 \text{ m/tahun}$$

$$n = 10 \text{ tahun}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} + n.C$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{132,9216 \text{ kPa} \times 1,135 \text{ m}}{(2 \times 87.218,71 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 132,9216 \text{ kPa})} + (10 \times 0,0005) \\ &= 0,006 \text{ m} = 0,020 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,020 in + 0,02 in = 0,04 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/25 in (Brownell & Young, 1959)

Daya Pengaduk :

Tipe pengaduk : *Flat six turbin impeller*

Jumlah baffle : 4 buah

$Da/Dt = 1/3 : Da = (1/3 \times 1,135) \text{ m} = 0,3783 \text{ m}$

$E/Da = 1 : E = 0,3783 \text{ m}$

$L/Da = 1/4 : L = (1/4 \times 0,3783) \text{ m} = 0,094 \text{ m}$

$W/Da = 1/5 : W = (1/5 \times 3,807) \text{ m} = 0,761 \text{ m}$

$J/Dt = 1/12 : J = (1/12 \times 1,136) \text{ m} = 0,0946 \text{ m}$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = Tinggi turbin dasar tangki

L = Panjang blade pada turbi

W = Lebar blade pada turbin

J = Lebar blade

Kecepatan pengaduk $N = 1$ putaran/det

Viskositas $Al_2(SO_4)_3 = 0,000672 \text{ lb/ft.s}$

Bilangan Reynold :

$$Nre = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} = \frac{85,095 \times 1 \times 0,3783^2}{0,000672} = 18122,055$$

$Nre > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$K_r = 6,3$$

$$P = \frac{k_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc}$$

$$= \frac{6,3 \times 1^3 \times 0,3783^5 \times 85,095}{32,714 \times 550} = 0,000231 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak = $P/\text{efisiensi} = 0,000230/0,8 = 0,000289 \text{ hp}$

7. Tangki Pelarut Soda Abu (Na_2CO_3) (TP-002)

Fugsi : Membuat larutan soda abu (Na_2CO_3)
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
 Jumlah : 1 Unit

Data :

Total kebutuhan air = 21767,10188 kg/jam

Jumlah alum yang dibutuhkan asumsi 50 ppm dari jumlah air yang diolah.

Pemakaian larutan soda abu = $0,54 \times 50 = 27$ ppm

Larutan soda abu dibutuhkan = $21767,10188 \text{ kg/jam} \times 27 \times 10^{-6}$
 = 0,5877 kg/jam

Laju alir massa Na_2CO_3 = 0,5877 kg/jam

Densitas Na_2CO_3 30 % (ρ) = $1.327 \text{ kg/m}^3 = 82,8423 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan perancangan = 30 Hari

Kapasitas penampungan = $\frac{0,5877 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.327 \text{ kg/m}^3}$
 = $1,0629 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20 %

Maka:

Volume tangki = $1,2 \times 1,0629 \text{ m}^3 = 1,27548 \text{ m}^3$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$H_s : D_i = 2 : 1$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times 2D_i}{4}$$

$$V_s = 2 \left(\frac{\pi \times D_i^3}{4} \right)$$

$$V_s = \left(\frac{\pi \times D_i^3}{2} \right)$$

$$1,27548 \text{ m}^3 = \left(\frac{3,14 \times D_i^3}{2} \right)$$

$$1,27548 \text{ m}^3 = (1,57 \times D_i^3)$$

$$0,8124 \text{ m}^3 = D_i^3$$

$$D_i = 0,933 \text{ m} = 3,061 \text{ ft}$$

$$H_s = 2/1 \times D_i$$

$$= 2/1 \times 0,933 \text{ m} = 1,866 \text{ m} = 6,122 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}} \\ &= \frac{1,0629 \text{ m}^3 \times 1,866 \text{ m}}{1,27548 \text{ m}^3} = 1,555 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h = 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,555 \text{ m} = 18790.03 \text{ Pa} \\ &= 18,790 \text{ kpa} \end{aligned}$$

Tekanan udara luar, P

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}, \\ &= 18,790 \text{ kpa} + 101,325 \text{ kPa} = 120,115 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = (1,05) (120,115)$$

$$P_{\text{desain}} = 126,12075 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 13.700 \text{ psia} = 94458,1709 \text{ kPa} \quad (\text{Brownells, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,02 \text{ in} = 0,0005 \text{ m}$$

$$= 0,0005 \text{ m/tahun}$$

$$n = 10 \text{ tahun}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)} + n.C$$

$$t = \frac{126,12075 \text{ kPa} \times 0,933 \text{ m}}{(2 \times 94,458,1709 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 126,12075 \text{ kPa})} + (10 \times 0,0005)$$

$$= 0,0058 \text{ m} = 0,2283 \text{ in}$$

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,2283 in + 0,02 in = 0,2483 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/4 in (Brownell & Young, 1959)

Daya Pengaduk :

Tipe pengaduk : *Flat six turbin impeller*

Jumlah baffle : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 : Da = (1/3 \times 0,933) \text{ m} = 0,311 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 : E = 0,311 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 : L = (1/4 \times 0,311) \text{ m} = 0,07775 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 : W = (1/5 \times 0,311) \text{ m} = 0,0622 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 : J = (1/12 \times 0,933) \text{ m} = 0,07775 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = Tinggi turbin dasar tangki

L = Panjang blade pada turbi

W = Lebar blade pada turbin

J = Lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 1 putaran/det

Viskositas Na₂CO₃ 70% = 0,000369 lb/ft.s

Bilangan Reynold :

$$Nre = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} = \frac{82,8423 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 0,311^2}{0,000369 \text{ lb/ft.s}} = 21.714,336$$

Nre > 10.000 maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$K_r = 6,3$$

$$P = \frac{K_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc}$$

$$= \frac{6,3 \times 1^3 \times 0,311^5 \times 82,8423 \text{ lb/ft}^3}{32,714 \times 550} = 0,000084 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak = P/efisiensi = 0,000084/0,8 = 0,0001075 Hp

8. Pompa Menuju Sandfilter (P-203)

Fungsi : Memompa air dari clarifier menuju ke *sandfilter*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\ &= 13,34301578 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry,1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8007 \text{ cP} = 5,38 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam} \\ & \quad (\text{Perry,1997}) \end{aligned}$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,338 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,125 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\varepsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{\text{Re}} = 106719,264$ dan $\varepsilon/D = 0,000155$, maka diperoleh harga $f = 1$

- 1.) 1 *Sharp edge enterance* (hc) $= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb}$
- 2.) 2 Elbow 90° (hf) $= n.K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb}$
- 3.) 1 *Check valve* (hf) $= n.K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb}$
- 4.) Pipa lurus 30 ft (Ff) $= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{d_i}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 4 \times 1 \times \left(\frac{30 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right)$
 $= 61,608 \text{ ft.lbf/lb}$
- 5.) 1 *Sharp edge exit* (h_{ex}) $= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$

$$= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Total fraction loss} = 62,184 \text{ ft.lbf/lb}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbf/s}^2} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 62,184 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 92,184$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (92,184)$$

$$W_p = 73,7472 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 73,7472 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{lb}}}{550 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 1,78 \text{ Hp}$$

9. Sandfilter (V-201)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa (F) = 21767,10188 kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s

Densitas air = 995,68 kg/m³ = 62,160 lbf/ft³

Tangki filter dirancang untuk penam

pungan ¼ jam operasi.

Direncanakan volume bahan penyaring = 1/3 volume tangki.

Faktor kelonggaran = 20%

Sandfilter dirancang untuk menampung 1/4 jam operasi

Direncanakan volume bahan penyaring 1/3 volume tangki

$$\text{Volume air (V}_a) = \frac{21767,10188 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 5,465 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki (V}_t) = 1,2 \times 5,465 \text{ m}^3 = 6,558 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = (1 + 0,3) \times 6,558 \text{ m}^3 = 8,5254 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$H_s : D_i = 4 : 3$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (\frac{4}{3} D_i)}{4}$$

$$8,5254 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (\frac{4}{3} D_i)}{4}$$

$$8,5254 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^3}{3}$$

$$8,5254 \text{ m}^3 \times 3 = 3,14 \times D_i^3$$

$$\frac{25,5762}{3,14} = D_i^3$$

$$8,145 = D_i^3$$

$$D_i = 2,012 \text{ m} = 6,4652 \text{ ft}$$

$$H_s = 4/3 \times 2,012 \text{ m} = 2,6826 \text{ m} = 8,6202 \text{ ft}$$

Diameter dan tinggi tutup :

Diameter tinggi tutup = diameter tangki = 2,012 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup = D : H = 4 : 1

$$\text{Tinggi tutup} = 1/4 \times 2,012 \text{ m} = 0,5255 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = 2,6826 + (2 \times 0,5255 \text{ m}) = 3,7336 \text{ m}$$

Tebal shell dan tutup tangki :

$$\text{Tinggi penyanggah} = 1/4 \times 3,7336 \text{ m} = 0,9334 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{5,465 \text{ m}^3}{6,558 \text{ m}^3} \times 3,7336 \text{ m} = 3,1113 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 3,1113 \text{ m} \\ &= 30359,0200032 \text{ Pa} = 30,359 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 30,359 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 131,684 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 131,684 \text{ kPa} = 138,2682 \text{ kPa}$$

$$\text{Join efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{138,2682 \text{ kPa} \times 2,012 \text{ m}}{(2 \times 87.218,7 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 138,2682 \text{ kPa})} = 0,001996 \text{ m} = 0,0786 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,02 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0786 in + 0,02 in = 0,0986 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/9 in (Brownell & Young, 1959)

10. Pompa Menuju Tangki Air (P-204)

Fungsi : Memompa air dari Clarifier Menuju ke Tangki air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 Unit (1 *Standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 21767,10188 kg/jam = 47996,45965 lb/jam

$$= 13,34301578 \text{ lb/s}$$

Densitas air (ρ) = $995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3$ (Perry,1997)

Viskositas (μ) = $0,8007 \text{ cP} = 5,38 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam}$ (Perry,1997)

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,338 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2} \\ &= 3,125 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}} \end{aligned}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ ft

$$\epsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{Re} = 106719,264$ dan $\epsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

$$\begin{aligned}
 1.) \quad 1 \text{ Sharp edge enterance (hc)} &= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb} \\
 2.) \quad 2 \text{ Elbow } 90^\circ \text{ (hf)} &= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb} \\
 3.) \quad 1 \text{ Check valve (hf)} &= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb} \\
 4.) \quad \text{Pipa lurus } 30 \text{ ft (Ff)} &= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{di}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= 4 \times 1 \times \left(\frac{30 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right) \\
 &= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb} \\
 5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit (h}_{ex}\text{)} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb} \\
 \text{Total fraction loss} &= 103,258 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lb/s}^2} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 62,184 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 92,184$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_p = 80\% \times (92,184)$$

$$W_p = 73,7472 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 73,7472 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}}}{550 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 1,78 \text{ Hp}$$

11. Tangki Penampungan Sementara (T-203)

Fungsi = Tempat menampung air sementara untuk di distribusikan ke unit lain

Jenis = Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahn konstruksi = *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah = 3 unit

Data :

Laju alir massa (F) = 21767,10188 kg/jam = 47996,45965 lb/jam

$$= 13,34301578 \text{ lb/s}$$

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,160 lb/ft³ (Perry,1997)

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 0,0005 lb/ft.s = 1,938 lbm/ft.jam

(Perry,1997)

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\text{Volume air } (V_a) = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{21767,10188 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 21,861 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 21,861 \text{ m}^3 = 26,2332 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft^3)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times \left(\frac{3}{4} D_i\right)}{4}$$

$$26,2332 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 D_i)}{16}$$

$$26,2332 \text{ m}^3 = 3 \frac{\pi \times D_i^3}{16}$$

$$\frac{26,2332 \text{ m}^3 \times 16}{3} = 3,14 \times D_i^3$$

$$\frac{139,9104}{3,14} = D_i^3$$

$$44,557 = D_i^3$$

$$D_i = 3,545 \text{ m} = 8,5328 \text{ ft}$$

$$H_s = 3/4 \times 3,545 \text{ m} = 2,59125 \text{ m} = 11,3769 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal shell dan tutup tangki} : = \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{21,861 \text{ m}^3 \times 2,59125 \text{ m}}{26,2332 \text{ m}^3} = 2.159375 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

$$= 995,7 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 2.159375 \text{ m}$$

$$= 21070,4557 \text{ Pa} = 21,070 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

P = 21,070 kPa + 101,325 kPa = 122,395 kPa

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 122,395 \text{ kPa} = 128,51475 \text{ kPa}$

Join efficiency = 0,8

Allowble stress = 12.650 psia = 87.218,71 kPa

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{128,51475 \text{ kPa} \times 3,545 \text{ m}}{(2 \times 87.218,7 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 128,51475 \text{ kPa})} = 0,0033 \text{ m} = 0,130 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,130 in + 0,125 in = 0,255 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1 1/4 in (Brownell & Young, 1959)

12. Pompa Menuju Cation Exchanger (P-205)

Fungsi : Memompa air dari tangki air ke kation exchanger

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 Unit (1 *Standby*)

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 21767,10188 kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,160 lb/ft³ (Perry,1997)

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 5,38.10⁻⁴ lb/ft.s = 1,938 lbm/ft.jam

(Perry,1997)

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Peters and Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\
 &= 3,338 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,125 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold, } N_{\text{RE}} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{detik}}
 \end{aligned}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\varepsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{\text{RE}} = 106719,264$ dan $\varepsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

$$\begin{aligned}
 1.) \quad 1 \text{ Sharp edge enterance (hc)} &= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{v^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,083469 \text{ ft} \cdot \text{lbf}/\text{lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
2.) \quad 2 \text{ Elbow } 90^\circ (\text{hf}) &= n \cdot K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c} \right) \\
&= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
&= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb} \\
3.) \quad 1 \text{ Check valve (hf)} &= n \cdot K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c} \right) \\
&= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
&= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb} \\
4.) \quad \text{Pipa lurus } 30 \text{ ft (Ff)} &= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{d_i} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c} \right) \\
&= 4 \times 1 \times \left(\frac{30 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174} \right) \\
&= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb} \\
5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit (h}_{\text{ex}}) &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c} \right) \\
&= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right) \\
&= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb} \\
\text{Total fraction loss} &= 103,258 \text{ ft.lbf/lb}
\end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lb/s}^2} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 62,184 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 92,184$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (92,184)$$

$$W_p = 73,7472 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$\begin{aligned}
 P &= m \times W_p \\
 &= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 73,7472 \text{ ft.} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}}{550 \text{ ft.} \frac{\text{lb}}{\text{s}}} \\
 &= 1,78 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

13. Penukar Kation (Cation Exchanger) (CE-001)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 Unit

Data:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa (F)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\
 &= 13,34301578 \text{ lb/s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 995,6800 \text{ kg/m} = 62,160 \text{ lbm/ft}^3 \text{ (Geankoplis,1997)}$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

Ukuran *Cation Exchanger*

Dari Tabel 12.4, *The Nalco Water Handbook*, diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar kation = 3,1400 ft²
- Tinggi resin dalam *cation exchanger* = 5,4724 ft = 1,668 m
- Tinggi silinder = 1,2 x 5,4724 ft = 6,56688 ft
- Diameter tutup = diameter tangki = 2 ft = 0,6096 m
- Rasio axis = 2 : 1

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{2} \left(\frac{0,6096}{2} \right) = 0,1524 \text{ m} = 0,5 \text{ ft} \quad (\text{Brownell,1959})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga, tinggi } cation \text{ exchanger} &= 6,56688 \text{ ft} + 0,5 \text{ ft} \\
 &= 7,06688 \text{ ft} = 2,1539 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Dinding Tangki

Tekanan hidrostatik

$$\begin{aligned}
 P_{hid} &= \rho \times g \times l \\
 &= 995,6800 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 2,1539 \text{ m} \\
 &= 21017,0324896 \text{ Pa} = 21,01703 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Tekanan udara luar, $P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$,

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 21,01703 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} \\
 &= 122,34203 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 5 %

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } P_{design} &= (1,05) (122,34203 \text{ kPa}) \\
 &= 128,4591 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Joint efficiency = 0,85 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 13700 psia (Brownell, 1959)
 = 94458,1709 kPa

Faktor korosi = 0,02 in
 = 0,000503 m/tahun
 = 10 tahun

Tebal shell tangki:

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P.D}{2 SE - 1,2 P} + n.. C \\
 &= \frac{128,4591 \text{ kPa} \times 0,6096 \text{ m}}{2 (94458,1709 \text{ kPa})(0,85) - 1,2 (128,4591 \text{ kPa})} + (10)(0,0005) \\
 &= 0,005488 \text{ m} = 0,018 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka tebal shell yang standar yang digunakan = 1/5 in

14. Tangki Pelarutan H₂SO₄ (TP-003)

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat (H₂SO₄) untuk dialirkan menuju *Cation Exchanger*

Bentuk : Silinder dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

Laju massa H₂SO₄ = 983,46129 lb/jam = 446,090 kg/jam

Densitas H₂SO₄ 50% = 1.387 kg/m³ = 86,589 lb/ft³

Kebutuhan perancangan = 30 Hari

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{446,090 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1.387 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 463,135 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20 %

Maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 463,135 \text{ m}^3 = 555,762 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times \frac{3}{2} D_i}{4}$$

$$555,762 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times 3 H_s}{8}$$

$$555,762 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D_i^2 \times 3 H_s}{8}$$

$$D_i^3 = 555,762 / (3,14 \times 3 / 8)$$

$$D_i^3 = 471,9847$$

$$D_i = 7,780 \text{ m}$$

$$H_s = 3/2 \times 7,780 \text{ m} = 11,670 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}}$$

$$= \frac{463,135 \text{ m}^3 \times 11,670 \text{ m}}{555,762 \text{ m}^3} = 9,725 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h = 1.387 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 9,725 \text{ m} = 132188,035 \text{ Pa}$$

$$= 132,188 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 132,188 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 233,513 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times 233,513 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{desain}} = 245,18865 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{245,18865 \text{ kPa} \times 7,780 \text{ m}}{(2 \times 87.218,71 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 245,18865 \text{ kPa})} = 0,0137 \text{ m} = 0,5393 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,5393 in + 0,125 in = 0,6643 in

Tebal tangki standar yang digunakan 3/6 in (Brownell & Young, 1959)

Daya Pengaduk :

Tipe pengaduk : Flat six turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 : Da = (1/3 \times 7,780) \text{ m} = 2,593 \text{ m}$$

$$E/Da = 1/3 : E = (1 \times 7,780) \text{ m} = 7,78 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 : L = (1/4 \times 7,780) \text{ m} = 1,945 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 : W = (1/5 \times 7,780) \text{ m} = 1,556 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 : J = (1/12 \times 7,780) \text{ m} = 0,6483 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = Tinggi turbin dasar tangki

L = Panjang blade pada turbi

W = Lebar blade pada turbin

J = Lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas H₂SO₄ 50% = 0,000349 lb/ft.s (Orthmer, 1967)

Bilangan Reynold :

$$N_{re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} = \frac{86,589 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1 \text{ rps} \times 2,593^2 \text{ ft}}{0,000349 \text{ lb/ft.s}} = 1668177,774$$

$N_{re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$K_r = 6,3$$

$$P = \frac{k_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc}$$

$$= \frac{6,3 \times 1^3 \times 2,593^5 \times 86,589 \text{ lb/ft}^3}{32,714 \times 550} = 3,551 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak = $P/\text{efisiensi} = 3,551 / 0,8 = 4,438 \text{ hp}$

15. Penukar Anion (Anion Exchanger) (AE-001)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 Unit

Data :

Laju alir massa (F) = 21767,10188 kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s

Densitas air = 995,6800 kg/m³
= 62,1560 lbm/ft³ (Geankoplis, 1997)

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Anion Exchanger

Dari Tabel 12.4, *The Nalco Water Handbook*, diperoleh:

- Diameter penukar anion = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar anion = 3,1400 ft²

Tinggi resin dalam anion *exchanger* = 4,527 ft = 1,380 m

Tinggi silinder = 1,2 x 4,527 ft = 5,4324 ft

Diameter tutup = diameter tangki = 2 ft = 0,6096 m

Rasio axis = 2 : 1

Tinggi tutup = $\frac{1}{2} \left(\frac{0,6096}{2} \right) = 0,1524 = 0,5 \text{ ft}$ (Brownell, 1959)

Sehingga, tinggi anion *exchanger* = 5,4324 ft + 0,5 ft
= 5,9324 ft = 1,808 m

Tebal Dinding Tangki

Tekanan hidrostatik

$P_{hid} = \rho \times g \times l$

= $995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,808 \text{ m}$

= 17641,856512 Pa = 17,6418 kPa

Tekanan udara luar, $P_0 = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$,

$P_{operasi} = 17,6418 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 118,9668 \text{ kPa}$

Faktor kelonggaran = 5 %

Maka, $P_{design} = (1,05) (118,9668 \text{ kPa})$

= 124,91514 kPa

Joint efficiency = 0,85 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 13700 psia = 94458,1709 kPa (Brownell, 1959)

Faktor korosi = 0,0200 in

= 0,000508 m/tahun

= 10 tahun

Tebal shell tangki:

$t_s = \frac{P.D}{2 SE - 1,2 P} + n.. C$

= $\frac{124,91514 \text{ KPa} \times 0,6096 \text{ m}}{2 (94458,1709 \text{ KPa})(0,85) - 1,2 (124,91514 \text{ KPa})} + (10)(0,0005)$

= 0,0056 m = 0,2220 in

Maka tebal shell yang standar digunakan = ¼ in.

16. Tangki pelarutan NaOH (TP-004)

Fungsi : Tempat pembuatan larutan natrium hidroksida (NaOH)

Bentuk : Silinder dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki:

$$\text{Laju massa NaOH} = 464,628 \text{ lb/hari} = 8,9334 \text{ kg/jam} = 0,005377 \text{ lb/s}$$

$$\text{Densitas NaOH 50\%} = 1.518 \text{ kg/m}^3 = 94,765 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ Hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas penampungan} &= \frac{8,9334 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1.518 \text{ kg/m}^3} \\ &= 8,4743 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20 \%$$

Maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 8,4743 \text{ m}^3 = 10,12488 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$$H_s : D_i = 3 : 2$$

Maka :

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times \frac{3}{2} D_i}{4}$$

$$10,12488 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times 3 H_s}{8}$$

$$10,12488 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D_i^2 \times 3 H_s}{8}$$

$$D_i^3 = 10,12488 / (3,14 \times 3/8)$$

$$D_i^3 = 8,598$$

$$D_i = 2,051 \text{ m} = 6,729 \text{ ft}$$

$$H_s = 3/2 \times 2,051 \text{ m} = 3,0765 \text{ m} = 10,093 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}} \\ &= \frac{8,4743 \text{ m}^3 \times 3,0765 \text{ m}}{10,1691 \text{ m}^3} = 2,563 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h = 1.518 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,563 \text{ m} = 38128,2132 \text{ Pa} \\ &= 38,128 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

$$P = 38,128 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 139,325 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times 139,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{desain}} = 146,291 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{146,291 \text{ kPa} \times 2,051 \text{ m}}{(2 \times 87.218,71 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 146,291 \text{ kPa})} = 0,0021 \text{ m} = 0,082 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,082 in + 0,125 = 0,207 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/2 in (Brownell & Young, 1959)

Daya Pengaduk :

Tipe pengaduk : Flat six turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

$$Da/Dt = 1/3 : Da = (1/3 \times 2,051) \text{ m} = 0,6836 \text{ m}$$

$$E/Da = 1/3 : E = (1 \times 2,051) \text{ m} = 2,051 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 : L = (1/4 \times 2,051) \text{ m} = 0,513 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 : W = (1/5 \times 2,051) \text{ m} = 0,4102 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 : J = (1/12 \times 2,051) \text{ m} = 0,170916 \text{ m}$$

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = Tinggi turbin dasar tangki

L = Panjang blade pada turbi

W = Lebar blade pada turbin

J = Lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas NaOH 50% = 0,000430 lb/ft.s (Orthmer, 1967)

Bilangan Reynold :

$$Nre = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} = \frac{86,589 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1 \text{ rps} \times 2,051^2 \text{ ft}}{0,000430 \text{ lb/ft.s}} = 847082,265$$

Nre > 10.000 maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$K_r = 6,3$

$$P = \frac{k_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc}$$

$$= \frac{6,3 \times 1^3 \times 2,051^5 \times 86,589 \text{ lb/ft}^3}{32,714 \times 550} = 1,100 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak = P/efisiensi = 1,100/0,8 = 1,375 hp

17. Pompa Menuju Daerator

Fungsi : Memompa air menuju ke daerator

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *Standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 21767,10188kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,160 lb/ft³ (Perry,1997)

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 5,38.10⁻⁴ lb/ft.s= 1,938 lbm/ft.jam
(Perry,1997)

Perhitungan :

$$\text{Laju alir massa, } Q = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3,338 \text{ in}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,125 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{\text{RE}} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\epsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{\text{RE}} = 106719,264$ dan $\epsilon/D = 0,000155$, maka diperoleh harga $f = 1$

$$1.) \quad 1 \text{ Sharp edge enterance (hc)} = 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$2.) \quad 2 \text{ Elbow } 90^\circ (\text{hf}) \quad = n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$3.) \quad 1 \text{ Check valve (hf)} \quad = n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$4.) \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft (Ff)} \quad = 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{di} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174} \right)$$

$$= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit (h}_{\text{ex}}) = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \right)$$

$$= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Total fraction loss} \quad = 103,258 \text{ ft.lbf/lb}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbf/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{lb}}}{550 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

18. Dearator (DE-001)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 Unit

Data :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (f)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\ &= 13,34301578 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 995,72 \text{ kg/h} = 62,132 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air} = 0,00054 \text{ lb/ft.s}$$

Direncanakan 1/4 volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (VI)} = \frac{6.714,02 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 5/4}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 8,428599405 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

Maka :

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 8,428599405 \text{ m}^3 = 10,1143 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

Volume silinder tangki

$$V = 1/4 \times \pi \times Dt^2 \times Hs = (Hs : Dt = 3 : 2)$$

$$Vs = 1/4 \times \pi \times Dt^3 = 1/4 \times 3,14 \times 3/2 = 1,1775 Dt^3$$

Volume tutup tangki elipsoidal (Vh)

$$V_h = 1/24 \times \pi \times Dt^3 = 1/24 \times 3,14 = 0,1308 Dt^3 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Volume tangki (V_t) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$10,1143 \text{ m}^3 = Dt^3 + Dt^3$$

$$7,7306 \text{ m}^3 = Dt^3$$

$$Dt = 1,9773 \text{ m}$$

Tinggi silinder (H_s) :

$$H_s = 3/2 \times Dt$$

$$H_s = 3/2 \times 1,9773 \text{ m} = 2,9656 \text{ m}$$

Tinggi head (H_h) : ($H_h : Dt = 1 : 4$)

$$H_h = 1/4 \times Dt$$

$$H_h = 1/4 \times 1,9773 \text{ m} = 0,4943 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (H_t) :

$$H_t = H_s + (2 \times H_h)$$

$$= 2,9656 \text{ m} + (2 \times 0,4943 \text{ m}) = 3,9546 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (H_c) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{V_c \times H_s}{V_s} \\ &= \frac{27,1335 \text{ m}^3 \times 2,9656}{10,1143 \text{ m}^3} = 2,4716 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,72 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 2,4716 \text{ m} \\ &= 1,5049 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 1,5049 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 102,8299 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5\% \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 102,8299 \text{ kPa} = 107,9714 \text{ kPa}$$

$$\text{Join efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{102,8299 \text{ kPa} \times 2,9195 \text{ m}}{(2 \times 87.218,71 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 102,8299 \text{ kPa})} = 0,0015 \text{ m} = 0,0602 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0602 in + 1/8 in/tahun = 0,1852 in

Tebal tangki standar yang digunakan 3/16 in (Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{\frac{1}{4} \times 6.714,02 \text{ kg/jam}}{995,72 \text{ kg/m}^3} = 1,6857 \text{ m}$$

19. Pompa Menuju Ketel Uap

Fungsi : Memompa air menuju ke ketel uap

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *Standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Data:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 21767,10188 \text{ kg/jam} = 47996,45965 \text{ lb/jam} \\ &= 13,34301578 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0,8007 \text{ cP} = 5,38 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam} \\ & \quad (\text{Perry, 1997}) \end{aligned}$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,338 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v.A$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,125 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{RE} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\epsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{RE} = 106719,264$ dan $\epsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

- 1.) 1 *Sharp edge enterance* (hc) $= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right)$

$$= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$$

$$= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb}$$
- 2.) 2 Elbow 90° (hf) $= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right)$

$$= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$$

$$= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb}$$
- 3.) 1 *Check valve* (hf) $= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right)$

$$= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$$

$$= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\begin{aligned} 4.) \quad \text{Pipa lurus 50 ft (Ff)} &= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{\text{di}}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right) \\ &= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right) \\ &= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit } (h_{\text{ex}}) &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right) \\ &= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\ &= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\text{Total fraction loss} = 103,258 \text{ ft.lbf/lb}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lb/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{lb}}}{550 \text{ ft.} \frac{\text{lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

20. Boiler/Ketel Uap (KU-001)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Perhitungan :

Uap yang digunakan = 200 °C

Panas laten, λ = 835,7440 kkal/kg

= 835,7440 Btu/jam

Kebutuhan uap = 51655,1259 kg/jam

= 113880,6541 lbm/jam

Daya ketel uap; P = $\frac{W \times H}{345 \times 970,3}$

= $\frac{113880,6541 \times 835,7440}{345 \times 970,3}$

= 2843,1390 hp

LUas permukaan; A = hp \times 10

= 2843,1390 \times 10

= 28431,390

Diambil;

L = 30 ft

D = 3 in

,a = 0,917 ft²/ft

Jumlah tube; Nt = $\frac{24831,390}{30 \times 0,917} = 1034$ tube

21. Pompa Menuju WCT (P-205)

Fungsi : Memompa menuju Menara pendingin

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *Standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 21767,10188 kg/jam = 47996,45965 lb/jam

$$= 13,34301578 \text{ lb/s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,72 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry,1997})$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 5,38 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam}$$

(Perry,1997)

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,338 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} : 3 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} : 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} : 3,548 \text{ in} = 0,2956 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} : 4,000 \text{ in} = 0,3333 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} : 0,06870 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = v \cdot A$$

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2} \\ &= 3,125 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}} \end{aligned}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015$ ft

$$\varepsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{RE} = 106719,264$ dan $\varepsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

$$\begin{aligned} 1.) \quad 1 \text{ Sharp edge enterance (hc)} &= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\ &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\ &= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2.) \quad 2 \text{ Elbow } 90^\circ \text{ (hf)} &= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\ &= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\ &= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3.) \quad 1 \text{ Check valve (hf)} &= n.Kf \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\ &= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\ &= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4.) \quad \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft (Ff)} &= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{di}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\ &= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right) \\ &= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit (h}_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\ &= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\ &= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\text{Total fraction loss} = 103,258 \text{ ft.lbf/lb}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2} \rho (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lb/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \text{ ft.lbf}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

22. Menara Air Pendingin (*Water Cooling Tower*) (WCT-001)

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi dari pabrik agar dapat digunakan kembali.

Jenis : *Mechanical draft cooling tower*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 2 unit

Data :

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu air masuk menara } (T_{L1}) = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar menara } (T_{L2}) = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur bola basah } (T_w) = 70 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Konsentrasi air} = 2 \text{ gal/ft}^2, \text{mnt} = 49,09 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ jam}$$

$$\text{Laju massa air pendingin} = 21.117,911 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air } (25 \text{ }^\circ\text{C}) = 999,97 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Laju volumetrik air pendingin} = 21.117,911 \text{ kg/jam} / 999,97 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 21,118 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 0,2 \\
 \text{Luas menara, A} &= (21,118 \text{ m}^3/\text{jam}) / (49,09 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}) \\
 &= 0,4301 \text{ m}^2 \\
 \text{Diambil performance 90\% maka daya } &0,03 \text{ Hp}/\text{ft}^2 = 0,33 \text{ Hp}/\text{m}^2 \\
 \text{Daya untuk fan} &= 144,1488 \text{ Hp} \\
 \text{Dipakai daya fan} &= 145 \text{ Hp} \\
 \text{Kecepatan rata-rata udara masuk} &= 4-6 \text{ ft/detik} \quad \text{diambil } 5 \text{ ft/dtk} = 1,52 \\
 &\text{m/detik} \\
 \text{Kapasitas fan yang dipakai} &320.000 \text{ ft}^3/\text{dtk} \\
 \text{Densitas udara (70 }^\circ\text{C)} &= 0,0730 \text{ lb}/\text{ft}^3 = 5,6835 \text{ kg}/\text{m}^3 \quad (\text{Perry,} \\
 &1999)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{21.117,911}{0,4301} = 49.100,002 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \\
 G &= 1,5 \text{ m/detik} \times 5,6835 \text{ kg}/\text{m}^3 \\
 &= 8,6389 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{dtk} \\
 &= 518,33 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{jam} \\
 \frac{L}{G} &= \frac{49.100,002}{518,33} = 94,727 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada temperatur bola basah } 70^\circ\text{C} \text{ diperoleh } H_1 &= 34,09 \text{ BTU}/\text{lb} \quad (\text{Perry, 1999}) \\
 H_2 &= H_1 + L/G (T_2 - T_1) \\
 &= 34,09 + 0,7562 (77 - 104) \\
 &= 13,6726 \text{ Btu}/\text{lb} \text{ udara kering}
 \end{aligned}$$

Dari gambar 17.12 kern,1965 diperoleh

$$\begin{aligned}
 \text{Pada temperatur air masuk } T_2 &= 77^\circ\text{F} \quad H_2' = 100 \text{ Btu}/\text{lb} \\
 \text{Pada temperatur air keluar } T_1 &= 104^\circ\text{F} \quad H_1' = 40 \text{ Btu}/\text{lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Log Mean Enthalpy Difference} &: \\
 \text{Bagian atas menara} &: H_2' - H_2 = 100 - 13,6726 \\
 &= 86,3274 \text{ Btu}/\text{lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bagian bawah menara} & : H_1' - H_1 = 40 - 34,0900 \\ & = 26,91 \text{ Btu/lb} \end{aligned}$$

$$\text{Log mean } (H' - H) = \frac{86,3274 - 26,91}{2,3 \log\left(\frac{86,3274}{26,91}\right)} = 51,030 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd.L}{K.a} \quad \text{kern, 1965)}$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{nd}$$

Dimana:

L = Liquit loading (lb/ft²jam)

K × a = Koefesien perpindahan panas overall (lb/ ft²jam(lb/lb))

Z = Tinggi tower (ft)

HDU = *Height of Diffusion Unit* (ft)

$$Nd = \frac{K \times aV}{L} = \frac{\Delta T}{H' - H} = \frac{77 - 104}{51,030} = 0,529$$

Untuk industri digunakan harga k × a = 100 lb/ft² jam (lb/lb) = 488,243 kg/m² jam

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{Nd \times L}{K \times a} = \frac{0,529 \times 491,000}{100} = 2,597 \text{ ft}$$

$$\text{HDU} = \frac{Z}{Nd} = \frac{2,597}{0,529} = 4,909 \text{ ft}$$

Lebar tower dipakai kelipatan 6 ft dari tinggi tower

Maka lebar tower = 4,909 ft + 6 ft = 10,909 ft = 3,325 meter

23. Pompa Menuju Air Domestik

Fungsi : Memompa air dari tangki penampungan sementara menuju

tangki domestik

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *Standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 7.945,088 kg/jam

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,160 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry,1997})$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 5,38 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s} = 1,938 \text{ lbm/ft.jam} \\ (\text{Perry,1997})$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir massa, } Q = \frac{F}{\rho} \\ = \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ = 0,214 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004}) \\ = 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ = 3,338 \text{ in}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v \cdot A$

$$v = \frac{Q}{A} \\ = \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2} \\ = 3,125 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{\text{RE}} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ = \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015$ ft

$$\varepsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{Re} = 106719,264$ dan $\varepsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

- 1.) 1 *Sharp edge enterance* (h_c) $= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb}$
 - 2.) 2 Elbow 90° (h_f) $= n.K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb}$
 - 3.) 1 *Check valve* (h_f) $= n.K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb}$
 - 4.) Pipa lurus 50 ft (F_f) $= 4 \times f \times \left(1 - \frac{\Delta L}{d_i}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right)$
 $= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb}$
 - 5.) 1 *Sharp edge exit* (h_{ex}) $= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$
 $= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right)$
 $= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb}$
- Total *fraction loss* $= 103,258 \text{ ft.lbf/lb}$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2 \rho} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lb/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 80\%$$

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \text{ ft.lbf}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

24. Tangki Penampungan Air Domestik (T-003)

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki :

$$\text{Laju massa (F)} = 7.945,088 \text{ kg/jam} = 17535,762 \text{ lb/s} = 0,00612 \text{ lb/s}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,132 \text{ lb/s}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,00054 \text{ lb/ft.s}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

$$\text{Volume air (V}_a) = \frac{7.945,088 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 7,9795 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

maka:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 7,9795 \text{ m}^3 = 9,5754 \text{ m}^3$$

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4$$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times \left(\frac{3}{4} D_i\right)}{4}$$

$$9,5754 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 D_i)}{16}$$

$$9,5754 \text{ m}^3 = 3 \frac{\pi \times D_i^3}{16}$$

$$\frac{9,5754 \text{ m}^3 \times 16}{3} = 3,14 \times D_i^3$$

$$\frac{51,0688}{3,14} = D_i^3$$

$$16,2639 = D_i^3$$

$$D_i = 2,533 \text{ m} = 8,328 \text{ ft}$$

$$H_s = 3/4 \times 2,533 \text{ m} = 1,899 \text{ m} = 6,228 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal shell dan tutup tangki} : = \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{7,9795 \text{ m}^3 \times 1,899 \text{ m}}{9,5754 \text{ m}^3} = 1,5825 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\ &= 995,7 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 1,5825 \text{ m} \\ &= 15441,81345 \text{ Pa} = 15,441 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 15,441 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 116,766 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times 116,766 \text{ kPa} = 122,6043 \text{ kPa}$$

$$\text{Join efficiency} = 0,8$$

Allowble stress = 12.650 psia = 87.218,71 kPa

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{116,766 \text{ kPa} \times 2,533 \text{ m}}{(2 \times 87.218,7 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 116,766 \text{ kPa})} = 0,0021 \text{ m} = 0,082 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,082 in + 0,125 in = 0,207 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/3 in (Brownell & Young, 1959)

25. Tangki Pelarut Kaporit [Ca(ClO)₂] (TP-005)

Fungsi : Tempat pembuatan larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan kontruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Volume tangki kaporit yang digunakan = 2 ppm

Kaporit yang digunakan berupa larutan 70% (berat)

Laju massa kaporit = 0,622174 kg/jam = 1,3716 lb/jam = 0,000381 lb/s

Densitas kaporit 70% = 1.272 kg/m³ = 79,4086 lb/ft³

Kebutuhan perancangan = 90 Hari

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas penampungan} &= \frac{0,622174 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 90 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}}{0,7 \times 1.272 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,503105 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 20 %

Maka:

Volume tangki = 1,2 × 0,503105 m³ = 0,603726 m³

Diameter dan tebal tangki :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

Dimana :

V_s = Volume silinder (ft³)

D_i = Diameter dalam silinder (ft)

H_s = Tinggi tangka silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangka dengan diameter tangka

$H_s : D_i = 3 : 2$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4}$$

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times \frac{3}{2} D_i}{4}$$

$$0,603726 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times 3 H_s}{8}$$

$$0,603726 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D_i^2 \times 3 H_s}{8}$$

$$D_i^3 = 0,603726 / (3,14 \times 3/8)$$

$$D_i^3 = 0,512718$$

$$D_i = 0,800 \text{ m} = 25,5249 \text{ ft}$$

$$H_s = 3/2 \times 0,800 \text{ m} = 1,2 \text{ m} = 38,2874 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}} \\ &= \frac{0,512718 \text{ m}^3 \times 1,2 \text{ m}}{0,603726 \text{ m}^3} = 1,019 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h = 1.272 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,019 \text{ m} = 12702,4464 \text{ Pa} \\ &= 12,7024 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 12,7024 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 114,0274 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = (100\% + 5\%) \times 114,0274 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{desain}} = 119,72877 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownells \& Young, 1959})$$

$$\text{Allowble stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.218,71 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (1,2 \times P)}$$

$$t = \frac{119,72877 \text{ kPa} \times 0,800 \text{ m}}{(2 \times 87.218,71 \text{ kPa} \times 0,8) - (1,2 \times 119,72877 \text{ kPa})} = 0,0006 \text{ m} = 0,0095 \text{ in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,0095 in + 1/8 in/tahun = 0,1345 in

Tebal tangki standar yang digunakan 1/2 in (Brownell & Young, 1959)

Daya Pengaduk :

Tipe pengaduk : Flat six turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Da/Dt = 1/3 : Da = (1/3 × 0,3026) m = 0,1008 m

E/Da = 1/3 : E = (1 × 0,3026) m = 0,3026 m

L/Da = 1/4 : L = (1/4 × 0,3026) m = 0,0756 m

W/Da = 1/5 : W = (1/5 × 0,3026) m = 0,0605 m

J/Dt = 1/12 : J = (1/12 × 0,3026) m = 0,0252 m

Dimana:

Dt = Diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = Tinggi turbin dasar tangki

L = Panjang blade pada turbi

W = Lebar blade pada turbin

J = Lebar blade

Kecepatan pengaduk N = 1 rps

Viskositas kaporit 70% = 0,000627 lb/ft.s (Orthmer, 1967)

Bilangan Reynold :

$$N_{re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} = \frac{79,4086 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1 \text{ rps} \times 0,10089514^2 \text{ ft}}{0,000627 \text{ lb/ft.s}} = 1.289,2599$$

$N_{re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$K_r = 6,3$$

$$P = \frac{k_r \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} = \frac{6,3 \times 1^3 \times 0,10089514^5 \times 79,4086 \text{ lb/ft}^3}{32,714 \times 550} = 0,0000002956 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak = P/efisiensi = 0,0000002956 /0,8 = 0,0000003695 hp

26. Pompa Menuju Bahan bakar

Fungsi : Memompa air menuju ke ketel uap

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (1 *Standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Data:

Laju alir massa (F) = 21767,10188kg/jam = 47996,45965 lb/jam
= 13,34301578 lb/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/m³ = 62,160 lb/ft³ (Perry,1997)

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 5,38.10⁻⁴ lb/ft.s= 1,938 lbm/ft.jam
(Perry,1997)

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{13,34301578 \text{ lb/s}}{62,160 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,214 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Perencanaan pompa :

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3,9 \times (0,214 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,160 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,338 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.5-1 Geankoplis, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter dalam (ID) : 3,548 in = 0,2956 ft

Diameter luar (OD) : 4,000 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,06870 ft²

Laju alir volumetrik, $Q = v.A$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,06870 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,125 \text{ ft/s} \\
 \text{Bilangan Reynold, } N_{\text{RE}} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\
 &= \frac{62,160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,125 \text{ ft/detik} \times 0,2956 \text{ ft}}{5,3805 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}} \\
 &= 106719,264 > 4200 \text{ aliran turbulen}
 \end{aligned}$$

Kecepatan rata – rata fluida dalam pipa :

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\varepsilon/D = 0,00015 / 0,2956 = 0,000155$$

Dari Gbr. 2.10-3 (Geankoplis,1997 hal 88), untuk $N_{\text{RE}} = 106719,264$ dan $\varepsilon/D = 0,00051$, maka diperoleh harga $f = 1$

- 1.) 1 *Sharp edge enterance* (h_c) $= 0,55 \left(1 \frac{A_2}{A_1}\right) \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
 &= 0,55 (1-0) \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,083469 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$
- 2.) 2 Elbow 90° (h_f) $= n.K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
 &= 2 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,227644 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$
- 3.) 1 *Check valve* (h_f) $= n.K_f \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
 &= 1 (0,75) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,113822 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$
- 4.) Pipa lurus 50 ft (F_f) $= 4 \times f \times \left(1 \frac{\Delta L}{d_i}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times g_c}\right)$

$$\begin{aligned}
 &= 4 \times 1 \times \left(\frac{50 \times 3,125^2 \text{ ft/s}}{0,2956 \times 2 \times 32,174}\right) \\
 &= 102,681110 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5.) \quad 1 \text{ Sharp edge exit } (h_{ex}) &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times a \times gc}\right) \\
 &= (1-0) \times \left(\frac{3,125^2 \text{ ft/s}}{2 \times 1 \times 32,174}\right) \\
 &= 0,151762 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total fraction loss} = 103,258 \text{ ft.lbf/lb}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lb/s}^2} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 103,258 \text{ ft.lbf/lb} + W_s = 0$$

$$W_s = 153,258$$

Efisiensi pompa (η) = 80%

$$W_p = 80\% \times (153,258)$$

$$W_p = 122,6064 \text{ ft.lbf/lb}$$

Daya pompa :

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{13,3485 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 122,6064 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}}}{550 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}}}$$

$$= 2,97 \text{ Hp}$$

$$= 2,21 \text{ Kw}$$

27. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menampung bahan bakar solar untuk generator

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Data :

$$\begin{aligned} \text{Laju volume solar} &= 145 \text{ L/jam} = 0,0814 \text{ lbm/s} \\ \text{Densitas solar} &= 0,89 \text{ kg/l} = 55,56 \text{ lbm/ft} \quad (\text{Perry, 1997}) \end{aligned}$$

Kebutuhan perancangan = 3 hari

Perhitungan Ukuran Tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume solar (V}_a) &= 145 \text{ L/jam} \times 3 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 9568,741797 \text{ L} = 9,5687 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, V}_t &= 1,2 \times 9,5687 \text{ m}^3 \\ &= 11,4825 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D:H = 1:1

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ 11,4825 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{1}{1} D\right) \\ 11,4825 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^3 \end{aligned}$$

Maka: D = 1,9408 m ; H = 1,9408 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume cairan} \times \text{Tinggi silinder}}{\text{Volume silinder}} \\ &= \frac{9,5687 \times 1,9408}{11,4825} = 1,6173 \text{ m} = 5,3060 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal Dinding Tangki

Tekanan hidrostatik

$$\begin{aligned} P_{hid} &= \rho \times g \times l \\ &= 890 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,6173 \text{ m} \\ &= 14,1072 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan udara luar, $P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

$$P_{operasi} = 4,1072 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 115,4322 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 5 %

$$\begin{aligned} \text{Maka, } P_{design} &= (1,05) (115,4322 \text{ kPa}) \\ &= 121,2038 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,85 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 13700 \text{ psia} = 94458,212 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Faktor korosi = 0,02 in

$$= 0,000508 \text{ m/tahun}$$

$$= 10 \text{ tahun}$$

Tebal shell tangki:

$$t_s = \frac{P.D}{2SE - 1,2P} + n.. C$$

$$= \frac{121,2038 \text{ KPa} \times 3,5260 \text{ m}}{2 (94458,1709 \text{ KPa})(0,85) - 1,2 (121,2038 \text{ KPa})} + (10)(0,0005)$$

$$= 0,0065 \text{ m} = 0,2577 \text{ in}$$

Maka tebal shell yang standar yang digunakan = 1/2 in

Unit Pengolahan Limbah Cair

1. Bak Penampungan (BP-001)

Fungsi : Menampung air buangan sementara dan menetralkan pH limbah

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1 unit

Limbah proses menghasilkan air sebanyak = 7049,32 Kg/jam

Laju volumetric air buangan = 50% total kebutuhan air

$$= 0,5 \times 21767,10188 \text{ Kg/jam}$$

$$= 10883,55094 \text{ kg/jam}$$

$$= 10883,55094 \text{ kg/jam} + 7049,32 \text{ Kg/jam}$$

$$= 17932,870 \text{ kg/jam}$$

Densitas = 995,68 kg/m³

$$\text{Laju alir volumetric (Q)} = \frac{17932,870 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 18,010 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu penampungan air buangan = 7 hari

$$\text{Volume air buangan, } V_a = \frac{18,010 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3,038 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian,

$$\text{maka volume bak} = 3,038 \text{ m}^3 / 0,9 = 3,375 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{Panjang bak} = 2 \times \text{Lebar (L)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bak} &= \text{Lebar bak (L)} \\
 \text{Maka, volume bak} &= P \times L \times T \\
 3,375 \text{ m}^3 &= 2.1 \times 1 \times 1 \\
 2l^3 &= 3,375 \text{ m}^3 \\
 l^3 &= 1,687 \text{ m}^3 \\
 l &= 1,190 \text{ m} \\
 \text{Sehingga :} \\
 \text{Panjang bak} &= 2 \times 1,190 \text{ m} = 2,380 \text{ m} \\
 \text{Tinggi bak} &= 1,190 \text{ m} \\
 \text{Luas bak} &= p \times l = 2,380 \text{ m} \times 1,190 \text{ m} = 2,8322 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. Bak Sedimentasi Awal

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1 unit

Laju volumetrik air buangan = 17932,870 kg/jam

Waktu tinggal air = 5 jam (Perry&Green, 1997)

Laju alir volumetric (Q) = $\frac{17932,870 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 18,010 \text{ m}^3/\text{jam}$

Volume bak (V) = $\frac{17932,870 \text{ kg/jam} \times 5 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 90,0533 \text{ m}^3$

Bak terisi 90 % maka volume bak = $\frac{90,0533 \text{ m}^3}{0,9} = 100,0592 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang bak} &= 2 \times \text{lebar bak} \\
 \text{Tinggi bak} &= 1 \times \text{lebar bak} \\
 \text{Maka, volume bak} &= P \times L \times T \\
 100,0592 \text{ m}^3 &= 2.1 \times 1 \times 1 \\
 2l^3 &= 100,0592 \text{ m}^3 \\
 l^3 &= 50,0926 \text{ m}^3 \\
 l &= 3,684 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Panjang bak} &= 2 \times 3,684 \text{ m} = 7,368 \text{ m} \\ \text{Tinggi bak} &= 3,684 \text{ m} \\ \text{Luas bak} &= p \times l = 7,368 \text{ m} \times 3,684 \text{ m} = 27,143 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Bak Netralisasi

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah
 Bahan konstruksi : Beton kedap air
 Jumlah : 1 unit

Kebutuhan Na_2CO_3 untuk menetralkan pH air limbah ditentukan sebesar 0,15 mg Na_2CO_3 /30 ml air limbah (Lab. Analisa FMIPA USU, 1999).

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air buangan} = \text{Laju alir volumetric (Q)} &= \frac{17932,870 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 18,010 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 18,010 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Na_2CO_3 :

$$\begin{aligned} &= (18,010 \text{ liter/jam}) \times (0,15 \text{ mg} / 0,03 \text{ liter}) \times (2,2 \text{ kg}/10^6) \\ &= 0,00066 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Laju volumetrik air buangan = $18,010 \text{ m}^3/\text{jam}$

Direncanakan waktu penampungan air buangan selama 1 hari.

$$\begin{aligned} \text{Volume air buangan} &= 18,010 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}/1 \text{ hari} = 432,24 \\ &\text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Bak terisi 90 \% maka volume bak} = \frac{432,24 \text{ m}^3}{0,9} = 480,26 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{Panjang bak} = 2 \times \text{lebar bak}$$

$$\text{Tinggi bak} = 1 \times \text{lebar bak}$$

$$\text{Maka, volume bak} = P \times L \times T$$

$$480,26 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$2l^3 = 480,26 \text{ m}^3$$

$$l^3 = 240,13 \text{ m}^3$$

$$l = 6,215 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Panjang bak} &= 2 \times 6,215 \text{ m} = 12,43 \text{ m} \\ \text{Tinggi bak} &= 6,215 \text{ m} \\ \text{Luas bak} &= p \times l = 12,43 \text{ m} \times 6,215 \text{ m} = 77,252 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Pengolahan Limbah dengan Sistem *Activated Sludge* (Lumpur Aktif)

Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan *activated sludge* (sistem lumpur aktif), mengingat cara ini dapat menghasilkan *ef* dengan BOD yang lebih rendah (20 – 30 mg/l) (Perry & Green, 1997). Proses lumpur aktif merupakan proses aerobis di mana flok biologis (lumpur yang mengandung mikroorganisme) tersuspensi di dalam campuran lumpur mengandung O₂. Biasanya mikroorganisme yang digunakan merupakan kultur campuran seperti bakteri, protozoa, fungi, rotifera dan nematoda. Flok lumpur aktif ini sendiri merupakan makanan bagi mikroorganisme sehingga diresirkulas kembali ke tangki aerasi.

Data:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air buangan} = \text{Laju alir volumetric (Q)} &= \frac{17932,870 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 18,010 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 4757,7387 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5-32 (Metcalf & Eddy, 2003, hal. 447) diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{BOD air limbah pabrik} &= 500 \text{ mg/l} \\ \text{Efisiensi (E)} &= 95 \% \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991}) \end{aligned}$$

Dari Tabel 7-9 (Metcalf & Eddy, 2003, hal. 585) diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Koefisien } \textit{cell yield} (Y) &= 0,8 \text{ mg VSS/mg BOD}_5 \\ \text{Koefisien } \textit{endogenous decay} (K_d) &= 0,15/\text{hari} \end{aligned}$$

Dari (Metcalf & Eddy, 2003, hal. 586) diperoleh:

$$\text{Mixed Liquor Volatile Suspended Solid (X)} = 100 \text{ mg/l}$$

Direncanakan:

$$\text{Waktu tinggal sel } (\theta_c) = 7 \text{ hari}$$

1. Penentuan BOD *Effluent* (S)

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100 \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991, hal. 592})$$

$$S = S_0 - \frac{E - S_0}{100} = 500 - \frac{0,995 - 500}{100} = 25 \text{ mg/L}$$

(BOD5 effluent (S) maksimum = 100 mg/l (Kep-51/MENLH/10/1995))

2. Penentuan volume aerator (V_r)

$$V_r = \frac{\theta_c \times Q \times Y (S_0 - S)}{X (1 + k_d \theta_c)} \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991, hal. 593})$$

$$= \frac{7 \text{ hari} \times 4757,7387 \frac{\text{gal}}{\text{haari}} \times 0,8 (500 - 25)}{100 \frac{\text{mg}}{\text{l}} (1 + 0,15 \cdot 7)}$$

$$= 61734,560 \text{ galon} = 233,690 \text{ m}^3$$

3. Penentuan Ukuran Bak Aerasi

Direncanakan tinggi cairan dalam aerator = 4 m

Dari Tabel 5-33 (Metcalf & Eddy, 2003, hal. 448) untuk tinggi tangki = 4 m

Lebar tangki = 10 - 20 m, dipilih panjang tangki = 20 m

$$V = p \times l \times t$$

$$233,690 \text{ m}^3 = p \times 20 \text{ m} \times 4 \text{ m}$$

$$p = 2,3369 \text{ m}$$

Jadi, ukuran aeratornya sebagai berikut:

Panjang = 2,3369 m

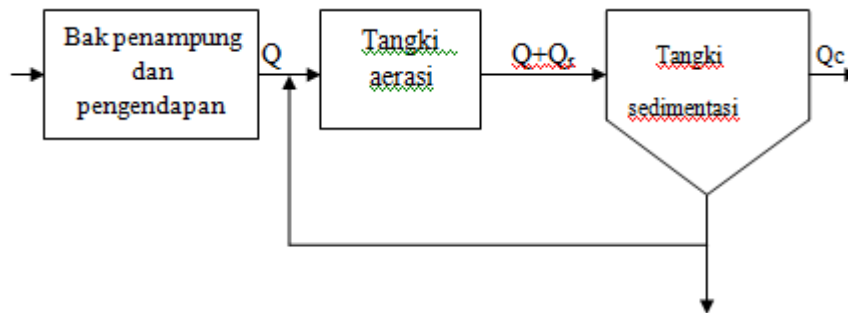
Lebar = 20 m

Tinggi = 4 m

Faktor kelonggaran = 0,5 m di atas permukaan air (Metcalf & Eddy, 1991)

Maka tinggi bak menjadi = 4 + 0,5 = 4,5 m

4. Penentuan Jumlah Flok yang Diresirkulasi (Q_r)



Gambar E.2 Tangki Sedimentasi

Asumsi:

$$Q_e = Q = 4757,7387 \text{ gal/hari}$$

$$X_e = 0,001 X = 0,001 \times 100 \text{ mg/l} = 0,1 \text{ mg/l}$$

$$X_r = 0,999 X = 0,999 \times 100 \text{ mg/l} = 99,9 \text{ mg/l}$$

$$P_x = Q_w \times X_r \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$P_x = Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot (S_0 - S) \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot \theta_c} = \frac{0,8}{1 + (0,15)(7)} = 0,3902$$

$$\begin{aligned} P_x &= (0,3902) (4757,7387 \text{ gal/hari}) (500 - 25) \text{ mg/l} \\ &= 881823,0793 \text{ gal.mg/l.hari} \end{aligned}$$

Neraca massa pada tangki sedimentasi :

Akumulasi = jumlah massa masuk – jumlah massa keluar

$$0 = (Q + Q_r)X - Q_e X_e - Q_w X_r$$

$$0 = QX + Q_r X - Q(0,001X) - P_x$$

$$Q_r = \frac{Q \cdot X(0,001) - 1 + P_x}{X} \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$= \frac{(4757,7387)(100)(0,001-1) + 881823,0793}{100}$$

$$= 4065,2498 \text{ gal/hari}$$

5. Penentuan Waktu Tinggal di Aerator (θ)

$$\theta = \frac{V_r}{Q_r} = \frac{1042,06}{4065,2498} = 0,256 \text{ hari} \approx 6,35 \text{ jam}$$

6. Penentuan Daya yang Dibutuhkan

Type aerator yang digunakan adalah *mechanical surface aerator*.

Dari Tabel 5-33 (Metcalf & Eddy, 2003, hal. 448) untuk tinggi tangki = 4 m dengan lebar tangki = 20 m, diperlukan daya aerator sebesar 20 hp.

5. Tangki Sedimentasi

Fungsi : mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian diresirkulasi kembali ke tangki aerasi

Laju volumetrik air buangan = 114185,7288 gal/hari = 432,240 ft³/hari

Diperkirakan kecepatan *overflow* maksimum = 33 m³/m²hari (Perry, 1997)

Waktu tinggal air = 2 jam = 0,083 hari (Perry&Green, 1997)

Volume tangki (V) = 432,240 m³/hari × 0,083 hari = 35,875 m³

Luas tangki (A) = (432,240 m³/hari)/(33 m³/m²hari) = 13,098 m²

A = $\frac{1}{4} \pi D^2$

D = $(4A/\pi)^{1/2}$

= $(4 \times 13,098 / 3,14)^{1/2} = 4,084 \text{ m}$

Kedalaman tangki, H = V/A = 35,875 / 13,098 = 2,738 m

LAMPIRAN F

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Beberapa asumsi yang digunakan dalam prarancangan pabrik *dimetil eter dari methanol* ini adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 100.000 ton /tahun

Waktu Pabrik Beroperasi : 330 hari/tahun

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dolar rupiah. Untuk US\$1= Rp 14.870,- (<https://www.bi.go.id/id/statistik/informasi-kurs/transaksi-bi/default.aspx>)

F.1 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*. Besarnya harga alat tahun sekarang dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga alat tahun sekarang}}{\text{Indeks harga alat tahun X}} \times \text{Harga tahun X} \dots \dots \dots (F1)$$

F.1.1 Penentuan Indeks Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan untuk tahun 2030 dihitung berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

Tabel F.1 *Marshall and Swift Equipment Cost Index* tahun 2012-2019

No.	Tahun	Indeks
1.	2011	585,7
2.	2012	584,6
3.	2013	567,3
4.	2014	576,1
5.	2015	556,8
6.	2016	541,7
7.	2017	567,5

8.	2018	578,3
9.	2019	562,1

(Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index*, 2019)

Dengan metode *Least Square* (Peter & Timmerhaus Ed.4, hal 760-761) dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada akhir tahun 2030. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan persamaan:

$$y = a + b X \dots\dots\dots(F.2)$$

Keterangan:

a = \bar{y} , harga rata-rata y

b = $\frac{(n)(\sum xy) - (\sum x)(\sum y)}{(n)(\sum x^2) - (\sum x)^2}$, slop garis *least square*

X = Varibel tahun ke x-1

Data	X	Y	X ²	Y ²	XY
1	2011	585,7	4.044.121	343.044,49	1.177.842,7
2	2012	584,6	4.048.144	341.757,16	1.176.215,2
3	2013	567,3	4.052.169	321.829,29	1.141.974,9
4	2014	576,1	4.056.196	331.891,21	1.160.265,4
5	2015	556,8	4.060.225	310.026,24	1.121.952
6	2016	541,7	4.064.256	293.438,89	1.092.067,2
7	2017	567,5	4.068.289	322.056,25	1.144.647,5
8	2018	578,3	4.072.324	334.430,89	1.167.009,4
9.	2019	562,1	4.076.361	315.956,41	1.134.879,9
Total	18.135	5.120,1	36.542.085	2.914.430,83	10.316.854,2

Tabel LF.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

$$\sum x = 18.135$$

$$n = 9$$

$$\bar{x} = \sum x/n$$

$$= 18.135/9$$

$$= 2.015$$

$$(\sum x)^2 = (18.135)^2$$

$$= 328.878.225$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}\sum(x - \bar{x})^2 &= (\sum x^2) - (\sum x)^2/n \dots\dots\dots(F.3) \\ &= 328.878.225 - 18.135^2/9 \\ &= 292.336.200\end{aligned}$$

$$\sum y = 5.120$$

$$\begin{aligned}\bar{y} &= \sum y/n \\ &= 5.120 / 9 \\ &= 569\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\sum y)^2 &= 5.120^2 \\ &= 26.215.424\end{aligned}$$

$$\sum xy = 10.316.854,2$$

Persamaan 17.20 Peter & Timmerhaus Ed.4:

$$\begin{aligned}\sum(x - \bar{x})(x - \bar{y}) &= \sum xy - \sum y (\sum x/n) \dots\dots\dots(F.4) \\ &= 10.316.854,2 - 5.120 \times (18.135/9) \\ &= -147\end{aligned}$$

Nilai:

$$a = \bar{y} = 569$$

$$\begin{aligned}b &= \frac{9 \times 10.316.854,2 - 20.109 \times 5.120}{9 \times 36.542.085 - (20.109)^2} \\ &= 0,133\end{aligned}$$

Jadi persamaannya:

$$\begin{aligned}y &= a + b(x - \bar{x}) \\ &= 569 + 0,133(x - 2.010)\end{aligned}$$

Untuk $x = 2030$, maka:

$$\begin{aligned}y &= 569 + 0,133(2030 - 2.010) \\ &= 608,1\end{aligned}$$

Jadi, cost index pada tahun 2030 adalah 608,1

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari Peter & Timmerhaus pada basis tahun 2014 dengan cost index sebesar 608,1 seras sumber lainnya dengan indeks yang disesuaikan.

F.1.2 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga untuk peralatan proses pada tahun 2030 adalah sebagai berikut:

1. Tangki Penyimpanan dimetil eter (TK-100)

Tipe	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316
Kapasitas	: 12.626,26263 kg/jam
Tekanan	: 3 atm
Harga tahun 2014	: \$ 203.330 (www.matche.com)
Harga tahun 2024	: \$ 203.330 x (608,1 / 576,1)
	: Rp 3.185.424.811,05,-

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan proses lain dapat dilihat pada Tabel F.3 peralatan proses.

Tabel LF.3 Harga Peralatan Proses

No.	Nama Alat (Kode)	Jumlah	Harga tahun 2014 (US\$)	Harga tahun 2030 (US\$)	Harga tahun 2030 (Rupiah)
1.	Tank DME (T-101)	1	203.330	214.624,2	3.191.461,115
2.	Tank Metanol (T-102)	1	295.300	311.702,7	4.635.019.266
3.	Pompa (P-100)	1	17.000	17.944	266.827.280
4.	Heat Exchanger (E-100)	1	80.600	85.077	1.265.094.998
5.	Compressor (K-101)	1	19.600	20.688	307.640.895
6.	Reactor (R-101)	1	680.000	717.771,2	10.673.258.045
7.	Cooler (C-100)	1	18.000	19.000	282.527.770
8.	Distilasi (D-101)	1	550.000	580.550,3	8.632.782.243
9.	Condensor (CD-101)	1	15.000	15.833	235.439.516
10.	Reboiler (RB-101)	1	35.000	36.944	549.358870
11.	Pompa (P-101)	1	17.000	17.944	266.827.280
12.	Heat exchanger (E-101)	1	80.600	85.077	1.265.094.998
13.	Pompa (P-102)	1	17.000	17.944	266.827.280

14.	Cooler (C-101)	1	18.000	19.000	282.527.770
15.	Distilasi (D-102)	1	550.000	580.550,3	8.632.782.243
16.	Condensor (CD-101)	1	15.000	15.833	235.439.516
17.	Reboiler (RB-101)	1	35.000	36.944	549.358870
TOTAL		17	2.011.430	2.740.651,07	41.375.041.773

Sumber: www.Matche.com

Jadi harga total peralatan proses pada tahun 2030 adalah US\$ **2.740.651,07**

$$= \text{US\$ } 2.740.651,07 \times \text{Rp } 14.870,-$$

$$= \text{Rp. } 41.375.041.773$$

F.1.3 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga untuk peralatan utilitas pada tahun 2030 adalah sebagai berikut:

1. Pompa air sungai

Tipe	: Pompa sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Harga tahun 2014	: \$ 14.000 (www.matche.com)
Harga tahun 2030	: \$ 14.000 × (608,1 / 562,1)
	: \$ 15.145,70

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.4 peralatan utilitas.

Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Harga Alat Tahun (2014)	Unit	Harga Alat Tahun (2030)	Harga Alat 2030 (Rp)
1	Pompa air sungai	8.600	2	18.155,4	269.970.645
2	Bak penampang air	1.667	2	3.519,2	52.330.356
3	Pompa bak pengendapan	8.600	2	18.155,4	269.970.645
4	Tanki pelarutan alumina sulfat	14.000	1	14.777,6	219.743.548
5	Pompa alum	1.550	2	3.272,2	48.657.500
6	Tangki		1		

	pelarutan soda abu	12.800		13.511,0	200.908.387
7	Pompa soda abu	1.450	2	3.061,1	45.518.306
8	Pompa clarifier	14.600	2	30.821,9	458.322.257
9	Sand filter	11.000	1	11.611,0	172.655.645
10	Pompa sand filter	13.600	2	28.710,8	426.930.322
11	Tangki air	19.500	1	20.583,1	306.071.370
12	Pompa tangki air	13.600	2	28.710,8	426.930.322
13	Penukar kation	7.600	1	8.022,1	119.289.355
14	Tangki pelarutan asam sulfat	4.000	1	4.222,2	62.783.871
15	Pompa penukar kation	5.800	2	11.600,0	172.492.000
16	Penukar anion	7.600	1	8.022,1	119.289.355
17	pompa anion	5.800	2	12.244,3	182.073.225
18	Tangki pelarutan natrium Hidroksida	5.400	1	5.699,9	84.758.226
19	Deaerator	7.600	1	8.022,1	119.289.355
20	Pompa deaerator	5.800	2	12.244,3	182.073.225
21	Boiler	18.100	1	19.105,4	284.097.016
22	Water cooling tower	65.300	1	68.927,1	1.024.946.692
23	Pompa water cooling tower	5.800	2	12.244,3	182.073.225
24	Tangki penampung air domestik	23.500	1	24.805,3	368.855.241
25	pompa tangki air domestik	5.800	2	12.244,3	182.073.225

26	Tangki pelarut kaporit	500	1	527,8	7.847.984
27	Bak penmpungan air domestik	1.677	1	1.770,2	26.322.138
28	Bak penampung limbah	500	1	527,8	7.847.984
29	Bak penetralan	500	1	527,8	7.847.984
30	Bak pengendapan	500	1	527,8	7.847.984
31	Generator	120.000	1	126.665,5	1.883.516.126
Total		410.144,000	43	515.740,3	7.669.058.835,82

Sumber: www.Matche.com

$$= \text{US\$ } 544.451,2 \times \text{Rp } 14.870,-$$

$$= \text{Rp } \mathbf{7.669.058.835,82}$$

Biaya peralatan (PEC) = Total harga peralatan proses + Total peralatan utilitas

$$= \text{Rp } 41.375.041.773+ \text{Rp } 7.669.058.835,82$$

$$= \text{Rp } 49.044.100.609$$

F.2 Harga Bahan Baku

1. methanol (CH₃OH)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 18.334,6048 \text{ kg/jam} \\ &= 440.030,5152 \text{ kg/hari} \\ &= 145.21.070,0160 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Harga bahan baku} = \text{Rp } 15.000 / \text{kg} \quad (\text{Kementerian Perindustrian})$$

$$\begin{aligned} \text{Pembelian tiap tahun} &= 145.21.070,0160 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 15.000 / \text{kg} \\ &= \text{Rp } 2.178.151.050,2400 \end{aligned}$$

2. Katalis Alumina silika

$$\text{Kebutuhan} = 1.188,000 \text{ kg/tahun}$$

Harga bahan baku = Rp 1,500 /kg (www.alibaba.com)

Pembelian tiap tahun = 1.188,000 kg/tahun \times Rp 1,500 /kg

= Rp 1.782.000,000,-

Jadi total harga biaya bahan baku per tahun adalah

= Pembelian tiap tahun (methanol + alumina silika)

= Rp 2.178.151.050,2400 + Rp 1.782.000,000)

= Rp 9.805.169.628,043

F.3 Biaya Utilitas

1. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan Daya = 1.574.340,1 Btu/jam

Nilai Bakar Solar = 19,86 Btu/lb

Kebutuhan Bahan Bakar = 40.4011 L/hr

= 372.579,2045 L/tahun

Harga Solar = Rp 6.800/L

Pembelian tiap tahun = 372.579,2045 L/tahun \times Rp 8.500/L

= Rp 2.721.658,28

2. Kebutuhan Alum [Al₂(SO₄)₃]

Kebutuhan = 17,5824 kg/jam

= 421,9776 kg/hari

= 139,252.6080 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 7.000/kg (Badan Pusat Statistika RI)

Pembelian tiap tahun = 139.252,6080 kg/tahun \times Rp 7.000/kg

= Rp 974.768.256

3. Kebutuhan Soda Abu (Na₂CO₃)

Kebutuhan = 9.4945 kg/jam

= 227,8680 kg/hari

= 75.196,4400 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 8.000/kg (Badan Pusat Statistika RI)

Pembelian tiap tahun = $75.196,4400 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 8.000/\text{kg}$
 = Rp 601.571.520

4. Kebutuhan Soda Kaustik (NaOH)

Kebutuhan = 11,9629 kg/jam
 = 287,1096 kg/hari
 = 94.746.1680 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 12.500/kg (Badan Pusat Statistika RI)

Pembelian tiap tahun = $94.746,1680 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 12.500/\text{kg}$
 = Rp 1.184.327.100

6. Kebutuhan Kaporit [$\text{Ca}(\text{ClO})_2$]

Kebutuhan = 0,0103 kg/jam
 = 0,2472 kg/hari
 = 81,5760 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 14.800/kg (Badan Pusat Statistika RI)

Pembelian tiap tahun = $81,5760 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 14.800/\text{kg}$
 = Rp 1.207.324,8000

7. Kebutuhan Asam Sulfat H_2SO_4

Kebutuhan = 17,5540 kg/jam
 = 421,2960 kg/hari
 = 139.027,6800 kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 35.000/kg (Badan Pusat Statistika RI)

Pembelian tiap tahun = $139.027,6800 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 35.000/\text{kg}$
 = Rp 4.865.968.800

Jadi total harga biaya utilitas per tahun adalah

= Pembelian tiap tahun (Listrik + alum + soda abu + Soda Kaustik + Kaporit + Asam sulfat)

= Rp 2.721.658,28 + Rp 974,768,256 + Rp 601.571.520 + Rp 1.184.327.100 + Rp 1,207,324.800 + Rp 4.865.968.800)

= Rp 7.630.564.659,08405

F.5 Harga Produk dan Penjualan

1. Produksi *dimetil eter*

Produksi = 100.000 ton/tahun

= 100.000.000 kg/tahun

Harga Produk =Rp.6.000 /kg (www.ICIS.Prieece.com)

Harga Penjualan tiap tahun = 100.000.000 kg/tahun × Rp 6.000/kg

= Rp 600.000.000.000

Jadi total harga penjualan produk per tahun adalah

= Rp Rp 600.000.000.000

F.6 Modal Untuk Pembelian Tanah

1. Biaya pemebelian tanah lokasi pabrik = Rp 500.000 /m²

2. Luas seluruh tanah = 34.786 m²

3. Harga tanah keseluruhan = Rp 17.393.200.000.

4. Biaya perataan tanah 4-8% dari harga tanah keseluruhan diambil 4 %
= 4% × Rp 17.393.000.000.

= Rp 695.728,0000

5. Total biaya tanah = Rp 18.088.928,0000

F.7 Gaji Karyawan

Biaya unutup gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan disreencanakan seperti terlihat pada Tabel F.6 sebagai berikut:

Tabel F.6 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Orang	Total Gaji	Gaji Pertahun
1	Dewan Komisaris	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
2	Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000	480.000.000
3	Staf ahli	3	15.000.000	45.000.000	540.000.000

4	Sekretaris	5	5.000.000	25.000.000	300.000.000
5	Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
6	Direktur keuangan dan umum	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	12.000.000	12.000.000	144.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	12.000.000	12.000.000	144.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000	144.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	12.000.000	12.000.000	144.000.000
11	Kepala Bagian Keuangan	1	12.000.000	12.000.000	144.000.000
12	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
13	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
14	Kepala Seksi Lab dan PP	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
15	Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
16	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
18	Kepala Seksi pembelian	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
19	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
20	Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
21	Kepala Seksi Keamanan	1	8.000.000	8.000.000	96.000.000
22	Kepala Seksi Administrasi	1	8.000.000	8.000.000	96.000.000
23	Kepala Seksi Kas	1	8.000.000	8.000.000	96.000.000
24	Karyawan Proses	26	5.000.000	130.000.000	1.560.000.000
25	Karyawan Produksi	52	5.000.000	260.000.000	3.120.000.000
26	Karyawan Teknik	20	5.000.000	100.000.000	1.200.000.000
27	Karyawan Utilitas	12	5.000.000	60.000.000	720.000.000
28	Karyawan Umum dan Keuangan	10	5.000.000	50.000.000	600.000.000
29	Karyawan Laboratorium	6	4.800.000	28.800.000	345.600.000
30	Karyawan Administrasi	6	4.800.000	28.800.000	345.600.000
31	Karyawan Bengkel	12	4.600.000	55.200.000	662.400.000

32	Karyawan Gudang	8	4.500.000	36.000.000	432.000.000
33	Karyawan Pembelian dan Pemasaran	10	4.500.000	45.000.000	540.000.000
34	Dokter	1	7.000.000	7.000.000	84.000.000
35	Perawat	2	4.700.000	9.400.000	112.800.000
36	Petugas Keamanan	24	4.500.000	108.000.000	1.296.000.000
37	Petugas Kebersihan	12	4.500.000	54.000.000	648.000.000
38	Supir	5	4.500.000	22.500.000	270.000.000
	Jumlah	234	307.400.000	1.348.700.000	16.184.400.000

Total gaji karyawan selama 1 bulan Rp 1.348.700.000,00

Jadi total gaji karyawan selama 1 tahun Rp 16.184.400.000,00

F.8 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

1. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium. Biaya konstruksi dan faktor lainnya berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 40% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pemasangan alat} &= 40\% \times \text{PEC} \\
 &= 40\% \times \text{Rp } 49.044.100.609 \\
 &= \text{Rp } 19.617.640.244
 \end{aligned}$$

2. Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8-50% dari biaya peralatan. Diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya instrumentasi dan kontrol} &= 30\% \times \text{PEC} \\
 &= 30\% \times \text{Rp } 49.044.100.609 \\
 &= \text{Rp } 14.713.230.183
 \end{aligned}$$

3. Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemasangan semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 80% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya perpipaan} &= 80\% \times \text{PEC} \\
 &= 80\% \times \text{Rp } 49.044.100.609 \\
 &= \text{Rp } 39.235.280.487
 \end{aligned}$$

4. Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerjaan instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya seris. Besarnya sekitar 10-40% dari biaya peralatan, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya instalasi listrik} &= 30\% \times \text{PEC} \\
 &= 30\% \times \text{Rp } 49.044.100.609 \\
 &= \text{Rp } 14.713.230.183
 \end{aligned}$$

1. Harga peralatan	PEC	= Rp 49.044.100.609
2. Pemasangan alat	40% PEC	= Rp 19.617.640.244
3. Instrumen dan kontrol	30% PEC	= Rp 14.713.230.183
4. Perpipaan	80% PEC	= Rp 39.235.280.487
5. Instalasi listrik	30% PEC	= Rp 14.713.230.183
Free On Board (FOB)		= Rp 137.323.481.705

5. Biaya Pengadaan Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Biaya pengadaan alat adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya terdiri dari:

$$\begin{aligned}
 \text{a. Biaya Angkutan Kapal} &= 10\% \times \text{FOB} \\
 &= 10\% \times \text{Rp } 137.323.481.705 \\
 &= \text{Rp } 13.732.348.171
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka: Cost \& Freight (C\&F)} &= \text{Biaya angkutan kapal} + \text{FOB} \\
 &= \text{Rp } 13.732.348.171 + \text{Rp } 137.323.481.705 \\
 &= \text{Rp } 151.055.829.876
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Asuransi pengangkutan} &= 1\% \times \text{C\&F} \\
 &= 1\% \times \text{Rp } 151.055.829.876 \\
 &= \text{Rp } 1.510.558.299
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka: CIF} &= \text{Biaya asuransi pengangkutan} + \text{C\&F} \\
 &= \text{Rp } 1.510.558.299 + \text{Rp } 151.055.829.876 \\
 &= \text{Rp } 152.566.388.174
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{c. Transportasi ke lokasi} &= 10\% \times \text{CIF} \\
 &= 10\% \times \text{Rp } 152.566.388.174 \\
 &= \text{Rp } 15.256.638.817
 \end{aligned}$$

6. Biaya Bangunan (*Building Including Service*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri dari pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemansangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya peralatan, diambil sebesar 45% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya bangunan} &= 45\% \times \text{PEC} \\
 &= 45\% \times \text{Rp } 49.044.100.609 \\
 &= \text{Rp } 22.069.845.274
 \end{aligned}$$

7. Biaya Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya 5-15% dari biaya peralatan, diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pengembangan lahan} &= 15\% \times \text{PEC} \\
 &= 15\% \times \text{Rp } 49.044.100.609
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 7.356.615.091$$

8. Tanah (*Land*)
 Total biaya tanah = Rp 18.088.928,00

9. *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 50% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Service Facilities} &= 50\% \times \text{PEC} \\ &= 50\% \times \text{Rp } 49.044.100.609 \\ &= \text{Rp } 24.522.050.305 \end{aligned}$$

F.9 Penentuan *Fix Capital Investment*

A. Total *Direct Cost* (DC)

1. *Cost of Insurance & Freight* (CIF) = Rp 152.566.388.174
2. Transportasi ke lokasi = Rp 15.256.638.817
3. Biaya bangunan = Rp 22.069.845.274
4. *Yard Improvement* = Rp 7.356.615.091
5. Tanah = Rp 18.088.928,00
6. *Service Facilities* = Rp 24.522.050.305

$$\text{Direct Cost (DC)} = \text{Rp } 221.789.626.590$$

B. *Indirect Cost* (IC)

Indirect cost atau biaya tidak langsung meliputi:

- a. Biaya Teknik dan Survisi (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksi biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi dan biaya kantor pusat. Besar nya 5-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Teknik dan supervisi} = 30\% \times \text{DC}$$

$$= 30\% \times \text{Rp } 221.789.626.590$$

$$= \text{Rp } 66.536.887.977$$

b. Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Konstruksi} = 30\% \times \text{DC}$$

$$= 30\% \times \text{Rp } 221.789.626.590$$

$$= \text{Rp } 66.536.887.977$$

c. Biaya Perizinan

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 5-10% dari biaya langsung, diambil sebesar 8% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Perizinan} = 8\% \times \text{DC}$$

$$= 8\% \times \text{Rp } 221.789.626.590$$

$$= \text{Rp } 17.743.170.127$$

d. Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-45% dari biaya langsung, diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Jasa Kontraktor} = 30\% \times \text{DC}$$

$$= 30\% \times \text{Rp } 221.789.626.590$$

$$= \text{Rp } 66.536.887.977$$

e. Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. Seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-30% dari total FCI, diambil 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI}$$

f. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0-12% dari modal tetap (FCI), diambil sebesar 4% (Peters & Timmerhaus, 1991).

	<i>Plant Start Up</i>	= 4% × FCI
1.	Biaya teknik dan supervisi	= Rp 66.536.887.977
2.	Biaya konstruksi	= Rp 66.536.887.977
3.	Biaya perizinan	= Rp 17.743.170.127
4.	Biaya jasa kontraktor	= Rp 66.536.887.977
5.	Biaya tak terduga	= 10% FCI
6.	<i>Plant start up</i>	= 4% FCI
<i>Indirect Cost (IC)</i>		= Rp 217.353.834.058 + 14% FCI

Fixed Capital Investment (FCI)

FCI	= <i>Direct Cost + Indirect Cost</i>
FCI	= Rp 221.789.626.590 + Rp 217.353.834.058 + 14% FCI
FCI	= Rp 439.143.460.648 + 14% FCI
FCI – 14% FCI	= Rp 439.143.460.648
86% FCI	= Rp 439.143.460.648
FCI	= Rp 439.143.460.648 / 0,86
FCI	= Rp 510.631.930.986

Sehingga dapat dihitung:

Biaya tak terduga	= 10% × Rp 510.631.930.986 = Rp 51.063.193.099
<i>Plant Start Up</i>	= 4% × Rp 510.631.930.986 = Rp 20.425.277.239
<i>Indirect Cost (IC)</i>	= Rp 217.353.834.058 + Rp 71.488.470.338
	= Rp 288.842.304.396

F.10 *Working Capital Investment (WCI)*

Working capital untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk, stok bahan baku dan persediaan, stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, uang diterima (*accountreceivable*), uang terbayar (*account payable*), dan pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital invesment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10-20% dari *total capital invesment*. Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{WCI} = 15\% \text{ Total Capital Investment}$$

$$\text{WCI} = \text{TCI} - \text{FCI}$$

$$15\% \text{ TCI} = \text{TCI} - \text{FCI}$$

$$\text{TCI} - 15\% \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$85\% \text{ TCI} = \text{Rp } 510.631.930.986 \text{ TCI}$$

$$= \text{Rp } 510.631.930.986 / 0,85$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 600.743.448.219$$

Sehingga:

$$\text{WCI} = 15\% \text{ TCI}$$

$$\text{WCI} = 15\% (\text{Rp } 600.743.448.219)$$

$$\text{WCI} = \text{Rp } 90.111.517.233$$

F.11 *Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost)*

a. *Biaya Produksi Langsung (Direction Production Cost)*

Bahan Baku (1 tahun)	(A)	= Rp 2.178.152.832,24
----------------------	-----	-----------------------

Tenaga Kerja	(A-2)	= Rp 13.004.400.000
--------------	-------	---------------------

Pengawasan Langsung	20% (A-2)	= Rp 2.600.880.000
---------------------	-----------	--------------------

Utilitas		= Rp 7.630.564.659
----------	--	--------------------

<i>Maintenance</i> & Perbaikan	7% FCI	= Rp 35.744.235.169
--------------------------------	--------	---------------------

<i>Supply</i> Pabrik	0,5% FCI	= Rp 2.553.159.655
----------------------	----------	--------------------

Laboratorium	10%(A-2)	= Rp 1.300.440.000
--------------	----------	--------------------

<i>Patent and Royalti</i>	3% TPC	3% TPC	+
---------------------------	--------	--------	---

Total biaya produksi langsung (DPC) = Rp 65.011.832.315 + 3% TPC

b. Biaya Tetap (*Fixed Charges*)

Depresiasi (peralatan)	5% PEC	= Rp 25.531.596.549
------------------------	--------	---------------------

Pajak	2% FCI	= Rp 10.212.638.620
-------	--------	---------------------

Asuransi	1% FCI	= Rp 5.106.319.310
----------	--------	--------------------

Bunga	13% FCI	= Rp 61.275.831.718
-------	---------	---------------------

Total biaya tetap (*Fixed Charges*) = Rp 102.126.386.197

c. Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost*)

<i>Plant Overhead</i> (POC)	5% TPC
-----------------------------	--------

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*, MC):

MC = FC + DPC + POC

MC = Rp 102.126.386.197 + Rp 65.011.832.315 + 3% TPC + 5% TPC

MC = Rp 167.138.218.512 + 8% TPC

Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Biaya Administrasi	= 4% TPC
--------------------	----------

Biaya Distribusi dan Penjualan	= 10% TPC
--------------------------------	-----------

Biaya R&D	= 5% TPC	+
-----------	----------	---

Biaya Pengeluaran Umum (GE) = 19% TPC

Total Biaya Produksi (TPC) = MC + GE

TPC	= Rp 167.138.218.512 + 8% TPC + 19% TPC
-----	---

TPC – 27% TPC	= Rp 167.138.218.512 + 27% TPC
---------------	--------------------------------

TPC – 27% TPC	= Rp 167.138.218.512
---------------	----------------------

73% TPC	= Rp 167.138.218.512 / 0,73
---------	-----------------------------

TPC	= Rp 228.956.463.716
-----	----------------------

Sehingga diperoleh:

<i>Patent and royalti</i>	3% TPC	= Rp 6.868.693.911
---------------------------	--------	--------------------

POC	5% TPC	= Rp 11.447.823.186
-----	--------	---------------------

Biaya administrasi	4% TPC	= Rp 9.158.258.5499.225.233.559
Biaya distribusi dan penjualan	10% TPC	= Rp 22.895.646.372
Biaya R&D	5% TPC	= Rp. 11.447.823.186
Total biaya tetap (<i>Fixed Charges</i>)		= Rp 43.501.728.106

F.12 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal
 - a. Modal Sendiri = 60%
 - b. Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank = 12 % (Bank Indonesia, 2023)
3. Inflasi = 2,63% (Bank Indonesia, 2023)
4. Masa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:

- a. Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
- b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisa modal pinjaman.
5. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi 10% tahun ke-1 20% tahun ke-2 sampai tahun ke-4 dan 30% tahun ke-5.
6. Kapasitas produksi:

Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%
7. Pajak pendapatan:

Rp 25.000.000	= 5%
---------------	------

Antara Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000	= 10%
Antara Rp 50.000.000 – Rp 100.000.000	= 15%
Antara Rp 100.000.000 – Rp 200.000.000	= 20%
Lebih dari Rp 200.000.000	= 25%

Investasi Pabrik:

Investasi mula-mula (TCI) = Rp 600.743.448.219

Modal sendiri (60% TCI) = Rp 360.446.068.931

Modal pinjaman (40% TCI) = Rp 240.297.379.287

Perhitungan biaya total produksi:

Biaya produksi (TPC) = Rp 228.956.463.716

Tabel F.7 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	183.165.170.973
2	90%	206.060.817.344
3	100%	228.956.463.716

Tabel F.8 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi ke	%	Modal Pinjaman Biaya (Rp)	Bunga (12%)	Jumlah (Rp)
2	0	Rp -	Rp -	-
1	100	Rp 240.297.379.287	Rp 28.835.685.514	Rp 269.133.064.802
0	0	Rp -	Rp 32.295.967.776	Rp 32.295.967.776
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				Rp 301.429.032.578

Tabel F.9 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi ke	%	Modal Sendiri Biaya (Rp)	Inflasi (2,6%)	Jumlah (Rp)
--------------------	---	--------------------------	----------------	-------------

2	100	Rp 360.446.068.931	Rp 9.479.731.613	Rp 369.925.800.544
1	0	Rp -	Rp 9.729.048.554	Rp 9.729.048.554
0	0	Rp -	Rp 255.873.977	Rp 255.873.977
Modal sendiri akhir masa konstruksi				Rp 379.910.723.075

Total biaya pada akhir masa konstruksi
= Modal pinjaman + Modal sendiri
= Rp 301.429.032.578 + Rp 379.910.723.075
= Rp 681.339.755.654

Analisa Ekonomi Metode Linear

Total Investasi = Rp 681.339.755.654
Total Modal Sendiri = Rp 379.910.723.075
Total Modal Pinjaman = Rp 301.429.032.578
Biaya Produksi (TPC) = Rp 228.956.463.716
Depresiasi per tahun = Rp 25.531.596.549
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik = Rp 510.631.930.986
Harga Jual Produk = Rp 600.000.000.000

A. Perhitungan Laba

1. Sebelum Pajak

Laba sebelum pajak = Harga jual produk – Biaya produksi
= Rp 600.000.000.000 - Rp 228.956.463.716
= Rp 371.043.536.284

2. Pajak Perusahaan

Pajak perusahaan = 25% × Rp 371.043.536.284
= 92.760.884.071

3. Laba Sesudah Pajak (Laba Bersih)

Laba sesudah pajak = Laba sebelum pajak – Pajak perusahaan
= Rp 371.043.536.284 - Rp 92.760.884.071

$$= \text{Rp } 278.282.652.213$$

F.13 *Profit Margin (PM)*

$$\text{PM} = \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{Total penjualan}} \times 100\%$$

$$\text{PM} = \frac{\text{Rp } 371.043.536.284}{\text{Rp } 600.000.000.000} \times 100\%$$

$$\text{PM} = 61,84 \%$$

F.14 *Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time)*

Pay Out Time (waktu pengembalian modal) adalah angka yang menunjukkan beberapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun.

POT sesudah pajak

$$= \text{TCI} / (\text{Depresiasi} + \text{Laba sesudah pajak})$$

$$= \text{Rp } 681.339.755.654 / (\text{Rp } 25.531.596.549 + \text{Rp } 278.282.652.213)$$

$$= 2,2 \text{ tahun}$$

POT Berdasarkan *Cash Flow*

Untuk menghitung waktu Pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel F.10 *Cummulative Cash Flow* (Rupiah)

Tahun Ke-	Net Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	244.759.910.101	244.759.910.101
2	272.163.449.295	516.923.359.395
3	299.566.988.489	816.490.347.884
4	299.566.988.489	1.116.057.336.372
5	299.566.988.489	1.415.624.324.861

6	299.566.988.489	1.715.191.313.350
7	299.566.988.489	2.014.758.301.838
8	299.566.988.489	2.314.325.290.327
9	299.566.988.489	2.613.892.278.815
10	299.566.988.489	2.913.459.267.304

Dengan TCI sebesar Rp 681.339.755.654,- dengan cara interpolasi antara tahun ke 2 dan 3, diperoleh waktu pengembalian modal adalah 2,2 tahun.

F.15 Return On Investment (ROI)

Return On Investment adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun-tahun.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal investasi}} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 278.282.652.213}{\text{Rp } 681.339.755.654} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = 41 \%$$

F.16 Return On Network (RON)

$$\text{RON} = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal sendiri}} \times 100\%$$

$$\text{RON} = \frac{\text{Rp } 278.282.652.213}{\text{Rp } 379.910.723.075} \times 100\%$$

$$\text{RON} = 73 \%$$

F.17 Analisa Ekonomi Metode Cash Flow

Total Investasi = Rp 681.339.755.654

Total Modal Sendiri = Rp 379.910.723.075

Total Modal Pinjaman = Rp 301.429.032.578

Biaya Produksi (TPC) = Rp 228.956.463.716

Depresiasi per tahun	= Rp 25.531.596.549
Depresiasi 20 Tahun Umur Pabrik	= Rp 510.631.930.986
Harga Jual Produk	= Rp 600.000.000.000
Masa Konstruksi	= 2 tahun
Umur Pabrik	= 20 tahun
Pengembalian Pinjaman	= 2 tahun
Bunga Pinjaman	= 12 %
Inflasi	= 2,63%
Pajak	= 25%
Kapasitas Produksi	
Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%

F.18 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate Of Return, IRR*)

Internal rate of return (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.11.

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} \dots\dots\dots(F.5)$$

Keterangan:

CF = *Cash Flow* pada tahun ke-n

n = tahun

Tabel F.11 *Trial* Laju Bunga (i)

Tahun ke	Net Cash Flow (CF)	Present Value 8%	IRR 29,90%
1	244.759.910.101	226.629.546.390	188.420.343.262
2	272.163.449.295	233.336.290.548	161.289.023.172

3	299.566.988.489	237.805.933.808	136.664.737.165
4	299.566.988.489	220.190.679.451	105.206.839.951
5	299.566.988.489	203.880.258.751	80.990.015.435
6	299.566.988.489	188.778.017.362	62.347.491.886
7	299.566.988.489	174.794.460.521	47.996.160.065
8	299.566.988.489	161.846.722.704	36.948.260.649
9	299.566.988.489	149.858.076.578	28.443.399.703
10	299.566.988.489	138.757.478.313	21.896.213.042
11	299.566.988.489	128.479.146.586	16.856.077.353
12	299.566.988.489	118.962.172.765	12.976.095.144
13	299.566.988.489	110.150.159.968	9.989.218.823
14	299.566.988.489	101.990.888.859	7.689.870.612
15	299.566.988.489	94.436.008.203	5.919.793.236
16	299.566.988.489	87.440.748.336	4.557.157.556
17	299.566.988.489	80.963.655.866	3.508.177.424
18	299.566.988.489	74.966.348.024	2.700.654.671
19	272.163.449.295	63.063.554.580	1.888.827.980
20	244.759.910.101	52.512.799.956	1.307.646.627
Total		2.848.842.947.570	937.596.003.756

Modal awal = Rp 684.160.400.613 dari perhitungan diperoleh nilai $i = 29,90\%$ per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 12% .

F.19 Analisa Titik Impas (*Break Event Poin*, BEP)

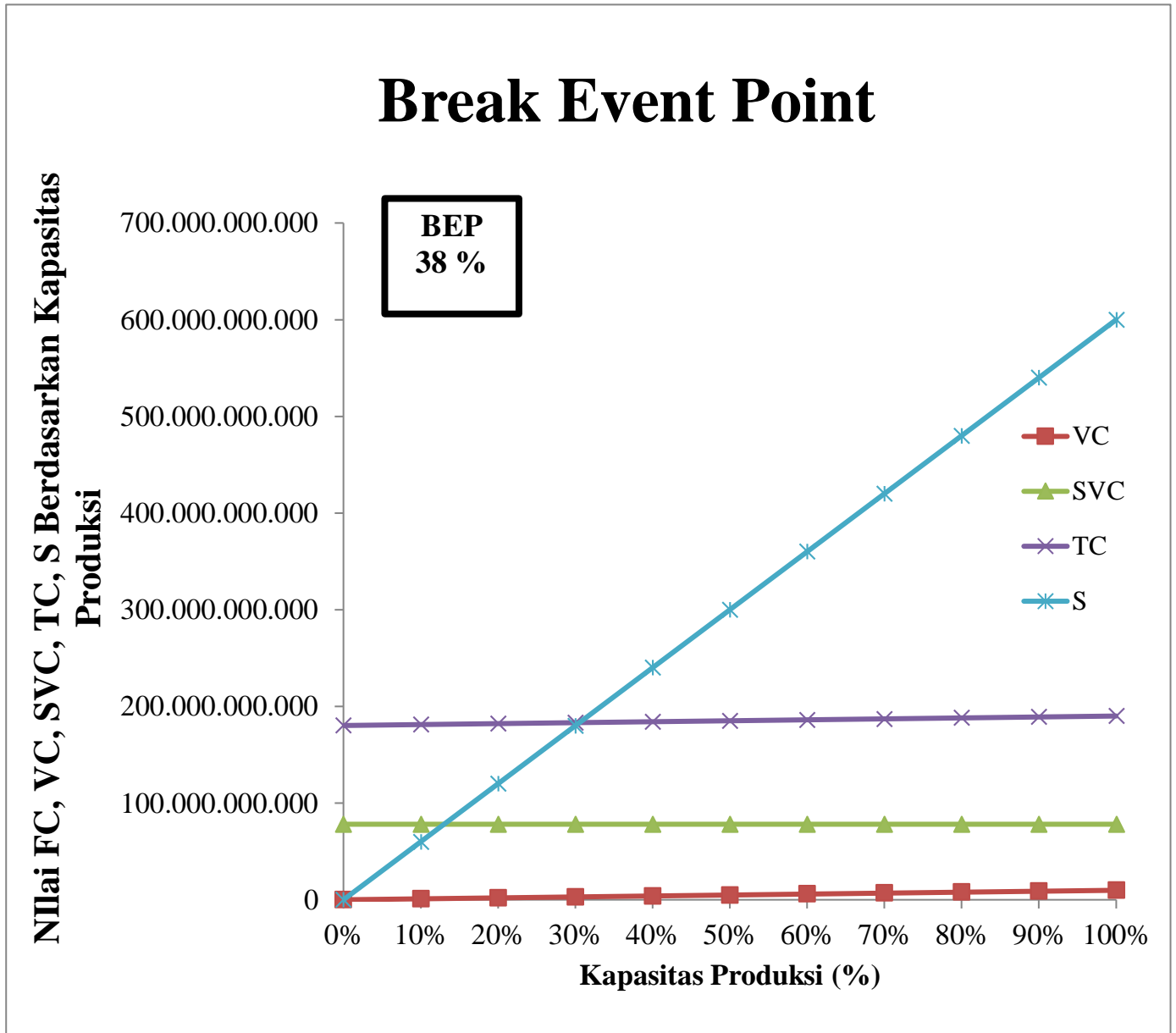
Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produk total sama dengan hasil penjualan.

Tabel F.12 Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya Tetap (FC)	102.126.386.197
2	Biaya Variabel (VC)	
	Bahan baku	2.178.151.050,2400
	Utilitas	7.630.564.659
	Total	9.808.715.709
3	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	Gaji karyawan	16.184.400.000
	Pengawasan	3.236.880.000
	Pemeliharaan dan perbaikan	35.744.235.169
	Operating supplies	2.553.159.655
	Laboratorium	1.618.440.000
	Paten dan royaltie	7.038.584.322
	Total	78.106.673.017
4	Total Penjualan (S)	600.000.000.000

BREAK EVENT POINT

Gambar F.1 Grafik *Break Event Point*



Tabel F.13 FC, VC, dan S Berdasarkan Kapasitas Produksi

No	Kapasitas Produksi	FC	VC	SVC	TC	S
1	0%	102.126.386.197	0	78.106.673.017	180.233.059.214	0
2	10%	102.126.386.197	980.871.571	78.106.673.017	181.213.930.785	60.000.000.000
3	20%	102.126.386.197	1.961.743.142	78.106.673.017	182.194.802.356	120.000.000.000
4	30%	102.126.386.197	2.942.614.713	78.106.673.017	183.175.673.927	180.000.000.000
5	40%	102.126.386.197	3.923.486.284	78.106.673.017	184.156.545.498	240.000.000.000
6	50%	102.126.386.197	4.904.357.855	78.106.673.017	185.137.417.069	300.000.000.000
7	60%	102.126.386.197	5.885.229.426	78.106.673.017	186.118.288.640	360.000.000.000
8	70%	102.126.386.197	6.866.100.997	78.106.673.017	187.099.160.211	420.000.000.000
9	80%	102.126.386.197	7.846.972.567	78.106.673.017	188.080.031.782	480.000.000.000
10	90%	102.126.386.197	8.827.844.138	78.106.673.017	189.060.903.353	540.000.000.000
11	100%	102.126.386.197	9.808.715.709	78.106.673.017	190.041.774.924	600.000.000.000

Tabel F.14 Cash Flow Berdasarkan Kapasitas Produksi

Tahun ke	Kapasitas	INVESTASI						
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman		
		Pengeluaran	Jumlah	Akumulasi	Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi
		1	2	3	4	5	6	7
-2	0%	360.446.068.931	371.259.450.999	371.259.450.999	0	0	0	0
-1	0%		11.137.783.530	382.397.234.529	240.297.379.287	28.835.685.514	269.133.064.802	28.835.685.514
0	0%		334.133.506	382.731.368.035		32.295.967.776	32.295.967.776	301.429.032.578
1	80%							
2	90%							
3	100%							
4	100%							
5	100%							
6	100%							

7	100%							
8	100%							
9	100%							
10	100%							
11	100%							
12	100%							
13	100%							
14	100%							
15	100%							
16	100%							
17	100%							
18	100%							
19	90%							
20	80%							
Total								

Tabel F.14 *Cash Flow* Berdasarkan Kapasitas Produksi

Investasi Total (3) + (7)	Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman (7) - (9)	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi
8	9	10	11	12	13
371.259.450.999	0				
411.232.920.044	0				
684.160.400.613	0	301.429.032.578			
	30.142.903.258	271.286.129.320	480.000.000.000	187.695.581.931	25.531.596.549
	30.142.903.258	241.143.226.063	540.000.000.000	211.157.529.673	25.531.596.549
	30.142.903.258	211.000.322.805	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
	30.142.903.258	180.857.419.547	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
	30.142.903.258	150.714.516.289	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
	30.142.903.258	120.571.613.031	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
	30.142.903.258	90.428.709.773	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549

	30.142.903.258	60.285.806.516	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
	30.142.903.258	30.142.903.258	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
	30.142.903.258	0	600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			600.000.000.000	234.619.477.414	25.531.596.549
			540.000.000.000	211.157.529.673	25.531.596.549
			480.000.000.000	187.695.581.931	25.531.596.549

Tabel F.14 Cash Flow Berdasarkan Kapasitas Produksi

Bunga dari Sisa Pinjaman 4% * (10)	Laba Sebelum Pajak (11) - (12)	Pajak 25%	Laba Sesudah Pajak (15) - (16)	Net Cash Flow (17) + (13)	Cummulative Net Cash Flow	IRR
8,00%						
14	15	16	17	18	19	20
						29,90%
21.702.890.346	292.304.418.069	73.076.104.517	219.228.313.551	244.759.910.101	244.759.910.101	
19.291.458.085	328.842.470.327	82.210.617.582	246.631.852.745	272.163.449.295	516.923.359.395	
16.880.025.824	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	816.490.347.884	
14.468.593.564	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	1.116.057.336.372	
12.057.161.303	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	1.415.624.324.861	
9.645.729.043	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	1.715.191.313.350	

7.234.296.782	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	2.014.758.301.838	
4.822.864.521	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	2.314.325.290.327	
2.411.432.261	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	2.613.892.278.815	
0	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	2.913.459.267.304	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	3.213.026.255.792	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	3.512.593.244.281	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	3.812.160.232.770	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	4.111.727.221.258	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	4.411.294.209.747	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	4.710.861.198.235	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	5.010.428.186.724	
	365.380.522.586	91.345.130.646	274.035.391.939	299.566.988.489	5.309.995.175.212	
	328.842.470.327	82.210.617.582	246.631.852.745	272.163.449.295	5.582.158.624.507	
	292.304.418.069	73.076.104.517	219.228.313.551	244.759.910.101	5.826.918.534.608	