

**PRA PERANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI
ORTHOXYLENE DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan untuk memenuhi persyaratan
Memperoleh gelar sarjana teknik**



Oleh:

Sonia Anjelica 4518044012

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS BOSOWA

MAKASSAR

2023

HALAMAN PERSETUJUAN

**PRA RANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI
ORTOXYLENE DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

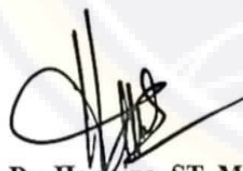
Disusun Oleh:

Sonia Anjelica 4518044012

POSOTWA

Telah Disetujui oleh:

Dosen Pembimbing I



Dr. Hamsina, ST.,M.Si

NIDN. 09-2406-7601

Dosen Pembimbing II



M. Tang, ST.,M.Pkim

NIDN. 09 1302 7503

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA PERANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI
ORTHOXYLENE DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :

Sonia Anjelica (4518 044 012)

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 8 Maret 2023 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Pembimbing I



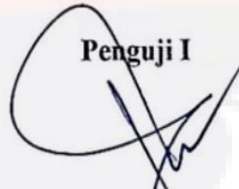
(Dr. Hamisna, ST., M.Si)
NIDN. 09 2406 7601

Pembimbing II



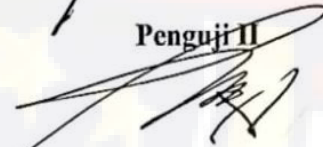
(M. Yang, ST., M.Pkim)
NIDN. 09 1302 7503

Penguji I



(Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, ST., MT)
NIDN. 09 1802 6902

Penguji II



(Dr. Ridwan, ST., M.Si)
NIDN. 09 1012 7101

Makassar, 10 Maret 2023

Ketua Program Studi Teknik Kimia



(Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, M.T)
NIDN. 09 1802 6902

**SURAT PERNYATAAN
KEASLIAN DAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR**

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Sonia Anjelica
Nomor Induk Mahasiswa : 4518044012
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Tugas Akhir : Pra Perancangan Pabrik Phthalic Anhydride Dari
Orthoxylenc dan Udara Kapasitas 25.000 Ton/Tahun

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa:

1. Tugas akhir yang saya tulis ini merupakan hasil karya saya sendiri dan sepanjang pengetahuan saya tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebut dalam daftar Pustaka.
2. Demi pengembangan ilmu pengetahuan, saya tidak keberatan apabila Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar menyimpan, mengalihmediakan/menginformasikan, mengelola dalam bentuk database, mendistribusikan dan menampilkan untuk kepentingan akademik.
3. Bersedia dan meminjatkan untuk menanggung secara pribadi tanpa melibatkan pihak Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar dari semua tuntutan hukum yang timbul atau pelanggaran hak cipta dalam tugas akhir ini.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya untuk dapat digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 13 Maret 2023

Pembuat pernyataan



22AKX351137403
Sonia Anjelica
4518044012

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karuniaNya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “Pra Perancangan pabrik Phthalic Anhydride dari Orthoxylene dan Udara dengan kapasitas produksi 25.000 Ton/Tahun”. Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi S1 pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih atas segala bantuan baik berupa bimbingan, dorongan, serta semangat dari banyak pihak. Oleh karena itu penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Teristimewa, Orang Tua dan saudara saya yang tak pernah lelah memberikan doa, semangat dan motivasi.
2. Bapak Dr.H.Nasrullah,S.T.,M.T.,IAI. selaku Dekan Teknik Universitas Bosowa, Sulawesi Selatan.
3. Bapak Dr.Ir.A.Zulfikar Syaiful, M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Bosowa, Sulawesi Selatan.
4. Ibu Dr.Hamsina,ST.,M.Si selaku dosen pembimbing I
5. Bapak M.Tang, S.,M.Pkim selaku dosen pembimbing II
6. Dosen jurusan Teknik Kimia, Universitas Bosowa, Sulawesi Selatan.
7. Teman-teman seperjuangan INFO Unversitas Bosowa Makassar Teman-teman Teknik 2018 Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar

Akhirnya dengan segala keterbatasan yang ada, penyusun berharap hasil penelitian ini dapat bermanfaat dan digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 16 Februari 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

COVER	i
HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
SURAT PERNYATAAN.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL.....	x
INTISARI.....	xi
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1 Latar belakang.....	1
1.2 Penentuan kapasitas Pabrik.....	2
1.3 Penentuan lokasi pabrik	7
1.4 Tinjauan pustaka	9
BAB II URAIAN PROSES	14
2.1 Deskripsi Proses	14
2.2 Diagram alir kualitatif	16
2.3 Diagram alir kuantitatif	17
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	18
3.1 Spesifikasi Produk Utama.....	18
3.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	18
3.3 Spesifikasi Bahan Penunjang	20
BAB IV. NERACA MASSA	21
4.1 Reaktor (R-01)	21
4.2 Knock Out Drum (KD-01).....	21
BAB V. NERACA PANAS	22
5.1 Vaporizer (V-01).....	22
5.2 Furnace (F-01).....	22

5.3 Reaktor (R-01)	22
5.4 Kondensor Parsial (CP-01)	23
5.5 Flaker (FL-01).....	23
BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN	24
6.1 Tangki Penyimpanan Ortho Xylene (T-01)	24
6.2 Pompa Ortho Xylene (P-01).....	24
6.3 Vapourizer (V-01).....	25
6.4 Kompresor (CP-01).....	25
6.5 Furnace (F-01).....	25
6.6 Reaktor (R-01)	26
6.7 Kondensor Parsial (CP-01)	26
6.8 Knock Out Drum (KD-01).....	27
6.9 Pompa Phthalic Anhydride (P-02)	27
6.10 Flaker (FL-01).....	27
6.11 Belt Conveyor (BC-01).....	28
6.11 Bucket Elevator (BE-01).....	28
6.12 Silo (S-01).....	29
BAB VII UTILITAS	30
7.1 Kebutuhan Uap (Steam).....	30
7.2 Unit Penyediaan Air.....	30
7.3 Kebutuhan Listrik.....	37
7.4 Kebutuhan Bahan Bakar	38
7.5 Unit Pengolahan Limbah.....	39
7.6 Spesifikasi Alat Utilitas	40
BAB VIII. LAYOUT PABRIK DAN LOKASI PROSES.....	56
8.1 Lokasi Pabrik	56
8.2 Tata letak Pabrik	59
8.3 Perincian Luas Tanah.....	61
8.4 Tata Letak Peralatan Proses	63

BAB IX. ORGANISASI PERUSAHAAN	66
9.1 Sistem Organisasi.....	66
9.2 Bentuk Perusahaan.....	66
9.3 Struktur Organisasi Perusahaan	67
9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung jawab.....	68
9.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	71
9.6 Status Karyawan dan Sistem Upah	74
9.7 Penggolongan Jabatan, Jumlah, dan Gaji.....	74
9.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan	76
BAB X. EVALUASI EKONOMI.....	80
10.1 <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	80
10.2 Total Production Cost (TPC)	81
10.3 Pendapatan Total.....	81
10.4 Analisa Kelayakan	82
BAB XI. KESIMPULAN DAN SARAN.....	85
11.1 Kesimpulan	85
11.2 Saran.....	85
DAFTAR PUSTAKA	86
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA	88
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS	93
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN.....	116
LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS	161
LAMPIRAN E EVALUASI EKONOMI.....	237

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik data Impor <i>Phtahalic Anhydride</i>	3
Gambar 1.2 Grafik data Ekspor <i>Phtahalic Anhydride</i>	5
Gambar 1.3 Grafik Data Konsumsi <i>Phtahalic Anhydride</i>	6
Gambar 1.4 Rencana lokasi pendirian pabrik	8
Gambar 1.5 Stuktur <i>Phtahalic Anhydride</i>	9
Gambar 1.6 Struktur <i>Orhoxylene</i>	10
Gambar 2.1 Diagram alir kualitatif pembuatan <i>Phtahalic Anhydride</i>	16
Gambar 2.2 Diagram alir kuantitatif pembuatan <i>Phtahalic Anhydride</i>	17
Gambar 8.1 Tata Letak Pabrik	62
Gambar 8.2 Tata Letak Alat Proses	65
Gambar 9.1 Struktur organisasi.....	79
Gambar 10.2 Gambar Analisa Kelayakan Ekonomi	84

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor <i>Phthalic Anhydride</i>	2
Tabel 1.2 Pertumbuhan rata-rata impor pertahunnya.....	3
Tabel 1.3 Data Produksi.....	4
Tabel 1.4 Pertumbuhan Ekspor pertahunnya	4
Tabel 1.5 Konsumsi <i>Phthalic Anhydride</i> pertahunnya	5
Tabel 1.6 Kapasitas komersial pabrik <i>Phthalic Anhydride</i> yang beroperasi Didunia.....	6
Tabel 3.1 Sifat Fisis Udara.....	19
Tabel 4.1 Neraca massa Reaktor (R-01)	21
Tabel 4.2 Neraca massa Knock Out Drum (KD-01).....	21
Tabel 5.1 Neraca panas Vaporizer (V-01)	22
Tabel 5.2 Neraca panas Furnace (F-01)	22
Tabel 5.3 Neraca panas Reaktor (R-01).....	22
Tabel 5.4 Neraca panas Kondensor Parsial (CP-01).....	23
Tabel 5. 5 Neraca panas Kondensor Parsial (CP-01).....	23
Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	30
Tabel 7.2 Kebutuhan Air Untuk Berbagai Kebutuhan Pabrik	31
Tabel 7.3 Data Sungai Bengawan Solo.....	32
Tabel 7.4 Kebutuhan Listrik Unit Proses	37
Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Unit Utilitas.....	37
Tabel 8.1 Rincian Luas Bangunan Pabrik.....	61
Tabel 9.1 Pembagian Shift karyawan.....	73
Tabel 9.2 Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikannya.....	75
Tabel 9.3 Perincian Gaji Kayawa.....	76
Tabel 10.1 Kesimpulan Analisa Kelayakan Ekonomi	83

INTISARI

Pabrik *phthalic anhydride* ini direncanakan berproduksi dengan kapasitas 25.000 ton/tahun. Proses yang digunakan dalam pembuatan *phthalic anhydride* adalah proses oksidasi *ortho*xylene. Pada proses ini dihasilkan *phthalic anhydride* dengan tingkat kemurnian 99,8%. Pabrik direncanakan dibangun diatas lahan 7.750 m² di Kecamatan Laren, Kota Lamongan, Provinsi Jawa Timur.

Uraian proses yang berlangsung pada proses pembuatan *phthalic anhydride* menggunakan proses oksidasi *ortho*xylene yaitu bahan baku *ortho* xylene dan udara dipanaskan di unit furnace hingga suhunya 350°C. Uap *ortho* xylene dan udara selanjutnya diumpankan ke reaktor untuk direaksikan membentuk *phthalic anhydride*, dengan kondisi operasi yang berlangsung secara eksotermis. Hasil keluaran dari reaktor dikondensasikan sebagai di kondensor parsial, selanjutnya proses pemurnian *Phthalic anhydride* di unit knock out drum. Proses pemadatan produk menggunakan flaker, selanjutnya di simpan di unit Silo. Untuk mendukung jalannya proses produksi, maka pabrik didukung dengan unit utilitas. Adapun kebutuhan air utilitas sebesar 11.402,5966 berupa steam 275,3075 kg/jam, air pendingin 10.448,2682 kg/jam, dan air sanitasi 656 kg/jam. Kebutuhan listrik sebesar 51,005 Kw ,bahan bakar berupa solar 276,2820 Liter/jam.

Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik ini membutuhkan biaya produksi sebesar Rp 448.187.921.490,-.dengan total penjualan sebesar Rp 493.006.713.639. Analisis ekonomi pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 44.818.792.149 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 31.373.154.504. Presentase ROI sebelum pajak sebesar 25,53% , dan ROI setelah pajak sebesar 17,87%. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,81tahun dan POT sesudah pajak adalah 3,5 tahun. BEP sebesar 41,50 % dan SDP sebesar 26,62% kapasitas produksi. DCF sebesar 17,56%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka pabrik *phthalic anhydride* ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci : *Orthoxylene, Udara, Phthalic Anhydride*

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara berkembang dalam era globalisasi ini semakin banyak melakukan pembangunan di segala bidang, salah satunya adalah pembangunan diberbagai bidang industri termasuk didalamnya industri kimia. Industri kimia merupakan salah satu sektor yang masih banyak mengimpor bahan baku, guna memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satu bahan kimia yang saat ini masih banyak diimpor adalah *phthalic anhydride* ($C_8H_4O_3$).

Phthalic anhydride merupakan senyawa organik dengan rumus kimia, 1,3 isobenzofurandione berbentuk serpihan (flek) yang dapat diperoleh dari proses oksidasi *ortho*xylene. Penggunaan utama dari *phthalic anhydride* adalah sebagai zat intermediate dalam produksi plastik dan vinyl chloride. *Phthalic anhydride* digunakan sebagai bahan baku pembuatan DOP (dioctyl phthalate) yang lazim digunakan sebagai zat pelunak atau plasticizer yang dipakai pada proses pembuatan PVC, kulit sintesis dan sebagainya. Selain itu, *phthalic anhydride* memiliki kegunaan yang besar dalam memproduksi resin-resin polyester dan penggunaan yang lebih kecil dalam memproduksi alkyd resin yang digunakan dalam cat dan pernis, pewarna tertentu (anthraquinon, phtalein, rhodamin, phthalasionin, fluorescein), penolak serangga dan urethane polyester polyol. Bahan baku yang dapat digunakan untuk memproduksi *phthalic anhydride* adalah naphthalene dan *o*-xylene.

Indonesia pada saat ini masih mengimpor *phthalic anhydride* dari negara-negara lain, seperti Jepang, Korea, China, Taipei, Thailand, dan berbagai negara Eropa. Berdasarkan data di atas dapat disimpulkan bahwa industri-industri dalam negeri yang menggunakan *phthalic anhydride* sebagai bahan bakunya sangat bergantung pada pasokan dari luar negeri. Namun, produksi *phthalic anhydride* di Indonesia hanya diproduksi oleh satu perusahaan yaitu PT. Petrowidada Gresik dengan kapasitas 70.000 ton/tahun. Berdasarkan hal tersebut, pendirian pabrik *phthalic anhydride* ini diharapkan dapat membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga tidak lagi bergantung dengan hasil impor dan memiliki peluang untuk kegiatan ekspor mengingat berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) dari

tahun 2017-2021 kebutuhan impor *Phthalic anhydride* di Indonesia masih cukup tinggi setiap tahunnya.

Dengan memperhatikan hal-hal tersebut di atas, maka dipilih kapasitas rancangan sebesar 25.000 ton/tahun, dengan pertimbangan :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga mengurangi ketergantungan akan impor
2. Membuka lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi pengangguran
3. Merangsang pertumbuhan industri hulu yang menyediakan bahan baku *oxylene* dan industri hilir yang menggunakan produk *phthalic anhydride*.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik hal-hal yang perlu menjadi pertimbangan adalah sebagai berikut :

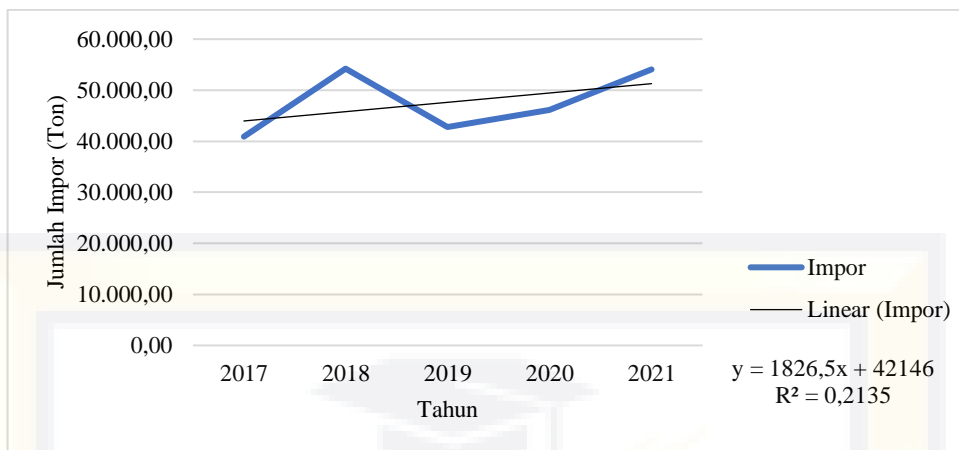
1. Perhitungan perkiraan Impor 2027

Tabel 1.1 Data ekspor dan Impor pabrik *Phthalic* di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)
2017	40.906,41
2018	54.223,27
2019	42.795,62
2020	46.102,79
2021	54.098,96

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2021.

Berdasarkan data pada tabel 1.1, maka kapasitas produksi rancangan dapat dihitung dengan cara sebagai berikut.



Gambar 1.1 Grafik data impor *Phthalic Anhydride*

Dari grafik diatas diperoleh perkiraan perhitungan kapasitas, sehingga dapat ditentukan kapasitas produksi pabrik menggunakan metode pertumbuhan rata-rata per tahun yaitu sebagai berikut:

Tabel 1.2 Pertumbuhan rata-rata impor pertahunnya.

Tahun	Impor (kg)	
	Jumlah	%P
2017	40.906,41	0
2018	54.223,27	33%
2019	42.795,62	-21%
2020	46.102,79	8%
2021	54.098,96	17%
$\Sigma\%P$		37%
I		9%

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2021

Untuk perkiraan impor pada tahun 2027 dapat dilakukan perhitungan secara disacounted.

$$m = P(1+i)^n$$

Dimana : m = Jumlah produk pada tahun yang diperhitungkan

P = Jumlah produk pada tahun terakhir yang diketahui

I = rata-rata pertumbuhan pertahun

n = selisih tahun

Sehingga,

$$m = 54.098,96 (1+9\%)^5$$

$$m = 83.766$$

2. Data Produksi

Tabel 1.3 Produksi pertahunnya

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2017	70.000
2018	70.000
2019	70.000
2020	70.000
2021	70.000

Sumber : PT. Petro Widada, 2021

Pabrik Phthalic Anhydride di Indonesia ada pada PT. Petro Widada usaha dengan kapasitas produksi 70.000 Ton/Tahun.

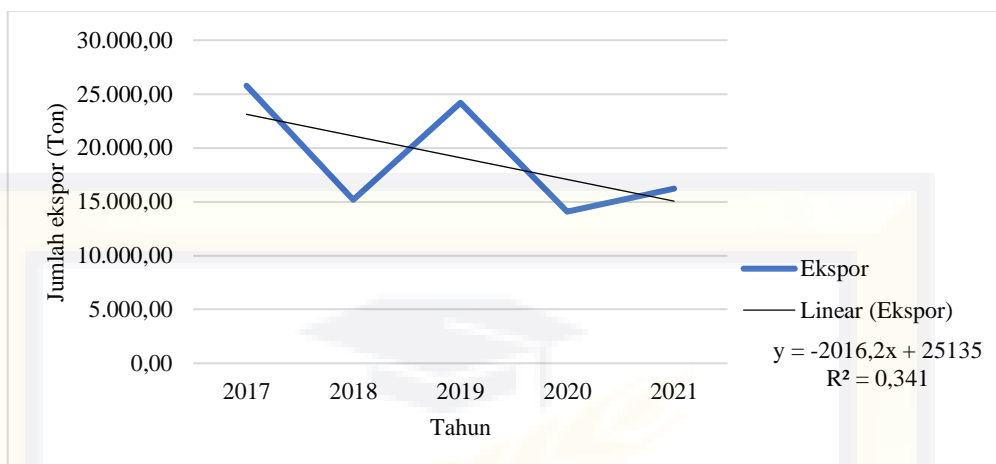
3. Perhitungan perkiraan ekspor pada tahun 2027

Tabel 1.4 Pertumbuhan Ekspor pertahunnya

Tahun	Ekspor	
	Jumlah (Ton)	%P
2017	25.773,00	0
2018	15.166,00	-41%
2019	24.180,00	59%
2020	14.080,00	42%
2021	16.235,00	15%
$\sum\%P$		-8%
I		-2%

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2021

Gambar 1.2 Grafik data Ekspor *Phthalic Anhydride*



Untuk perkiraan ekspor pada tahun 2027 dapat dilakukan perhitungan secara Discounted.

$$m = P(1+i)^n$$

Dimana : m = Jumlah produk pada tahun yang diperhitungkan

P = Jumlah produk pada tahun terakhir yang diketahui

I = rata-rata pertumbuhan pertahun

n = selisih tahun

Sehingga,

$$m = 16.235,00 (1+(-2\%))^5$$

$$m = 14.641$$

4. Perhitungan perkiraan konsumsi pada tahun 2027

Konsumsi *Phthalic Anhydride* di Indonesia pertahunnya dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 1.5 Konsumsi *Phthalic Anhydride* pertahunnya

Tahun	Konsumsi	
	Jumlah	%P
2017	85.133,41	0
2018	109.057,27	28%

2019	88.615,61	-19%
2020	102.022,79	15%
2021	107.836,96	6%
$\Sigma\%P$		30%
I		8%



Gambar 1.3 Grafik Data Konsumsi *Phthalic Anhydride*

Untuk perkiraan konsumsi pada tahun 2027 dapat dilakukan perhitungan secara Discounted.

$$m = P(1+i)^n$$

Dimana : m = Jumlah produk pada tahun yang diperhitungkan

P = Jumlah produk pada tahun terakhir yang diketahui

I = rata-rata pertumbuhan pertahun

n = selisih tahun

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 m &= 107.863,96 (1+8\%)^5 \\
 &= 155.236
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data perkiraan ekspor, impor, produksi dan konsumsi *Phthalic Anhydride* di Indonesia pada tahun 2027 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan perkiraan peluang produksi pabrik baru pada tahun 2027, yaitu:

$$\begin{aligned}
\text{Peluang} &= (m \text{ Ekspor} + m \text{ Konsumsi}) - (m \text{ Impor} + m \text{ Produksi}) \\
&= (14.641 + 155.236) - (83.766 + 70.000) \\
&= 17.000 \text{ Ton/Tahun}
\end{aligned}$$

Adapun bahan pertimbangan lainnya digunakan dalam menentukan kapasitas pabrik yakni dengan melihat data pada kapasitas ekonomis pabrik yang telah beroperasi.

Tabel 1.6 Berikut kapasitas komersil pabrik *phthalic anhydride* yang telah beroperasi di dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT Petrowidada	Gresik, Indonesia	70.000
Resinas Polyester	Spainyol	30.000
Chauny	Aisne, Perancis	40.000
Petkim	Izmit Yarimca, Turki	34.000
Veba Chemie AG	Bottrop, Jerman Barat	31.000
Stepan Chemical	Northfield, Taiwan	23.000

(Sumber : Nugraha, dkk, 2014)

Dapat disimpulkan bahwa pabrik yang memproduksi *phthalic anhydride* secara komersil berkapasitas sekitar 23.000 – 70.000 ton/tahun. Berdasarkan beberapa pertimbangan yaitu ketersediaan bahan baku dan dapat memenuhi sebagian kebutuhan dalam negeri, maka pabrik akan dirancang dengan kapasitas 25.000 ton/tahun. Kapasitas ini dinilai layak digunakan karena berada diantara rentang kapasitas minimum dan maksimum pabrik *Phthalic Anhydride* yang telah beroperasi, dimana kapasitas tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan *Phthalic Anhydride* di dalam negeri dan menambah devisa negara tahun 2027.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan Lokasi pabrik mempengaruhi kelangsungan dan perkembangan pabrik secara teknis maupun ekonomis di masa yang akan datang. Berdasarkan pertimbangan tertentu maka pabrik *Phthalic Anhydride* ini direncanakan akan dibangun di kecamatan Laren, Kabupaten Lamongan, Jawa Timur.



Gambar 1.1 Lokasi Pabrik Phthalic Anhydride

Faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik ini, antara lain :

1. Ketersediaan bahan baku

Lokasi yang dipilih adalah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga biaya transportasi dapat diminimalkan. Bahan baku berupa *Ortho Oxylene* diperoleh dalam negeri, yaitu dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama yang terletak di daerah Tuban, Jawa Timur, sedangkan untuk udara diambil dari lingkungan sekitar.

2. Letak Daerah

Daerah Lamongan, Jawa Timur merupakan suatu daerah yang beriklim tropis, sehingga cuaca, iklim, dan keadaan tanah relatif stabil dan tidak ekstrim. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 22-30°C, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

3. Pemasaran Produk

Produk *phthalic anhydride* dapat dengan mudah didistribusikan, baik untuk konsumsi dalam negeri maupun untuk ekspor. Dalam hal ini, daerah, yang tentunya memiliki jalur transportasi darat yang memadai, seperti jalan raya dan jalan tol, sehingga akan menjamin pendistribusian produk *phthalic anhydride*.

4. Utilitas

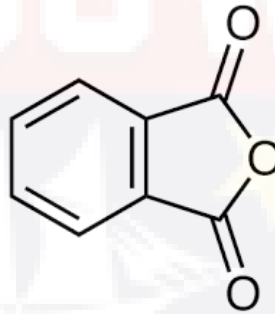
Sarana penunjang atau utilitas yang dibutuhkan seperti air, listrik, dan bahan bakar cukup tersedia. Sumber air, steam, ataupun pendingin diperoleh dari sungai Bengawan Solo yang lokasinya dekat dengan pabrik, dan kebutuhan listrik diperoleh dari PT. PLN (pasero) Rayon Lamongan, dan bahan bakar dari PT.Pertamina (pasero) Lamongan, Jawa Timur.

5. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja untuk pabrik phthalic anhydride ini banyak tersedia di wilayah Lamongan, Jawa Timur. Tersedianya Pendidikan yang memedai di Lamongan seperti sekolah dan perguruan tinggi akan menghasilkan tenaga kerja baik ahli maupun non ahli, sehingga adanya pabrik ini akan menyerap tenaga kerja dan dapat mengurangi tingkat pengangguran.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 *Phthalic Anhydride*



Gambar 1.2 Struktur Atom *Phthalic Anhydride*

Sumber : (Wikipedia,2022)

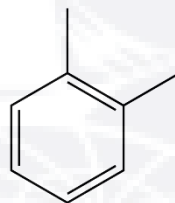
Phthalic anhydride pertama kali ditemukan oleh Laurent pada tahun 1836 dengan reaksi oksidasi katalitis ortho xylene atau naphthalene (proses Gibbs). *Phthalic anhydride* adalah padatan tidak berwarna (kristal) yang terdiri dari campuran organik dengan rumus kimia $C_8H_4O_3$, bersifat stabil, mudah terbakar, juga bersifat *hydrolysis* dan *alcoholysis*, di mana jika dihidrolisis dengan air panas akan menghasilkan ortho phthalic. Reaksi ini merupakan reaksi *reversible*, di mana *phthalic anhydride* akan terbentuk kembali dengan pemanasan hingga $180^{\circ}C$.

Reaksi *alcoholysis* adalah dasar pembentukan *phthalate esters* yang secara luas telah digunakan pada proses *plasticizers*.

Proses dimulai dengan mereaksikan phthalic anhydride dengan alkohol. Berikut beberapa kegunaan phthalic anhydride yang digunakan sebagai bahan baku pada industri-industri (Kirk and Othmer, 1998):

1. Industri *phthalate plasticizer*
Bahan ini dipakai untuk pengubah sifat-sifat fisika resin polivinil klorida.
2. Industri *alkyd resin*
Resin merupakan lapisan pelindung pada permukaan dinding (cat) isolator listrik dan komponen elektronik
3. *Unsaturated polyester resin* (UPR)
Unsaturated polyester resin merupakan bahan pembuatan fiber glass yang selanjutnya dipakai untuk membuat badan kendaraan, tubuh kapal, tanki, panel-panel gedung, dan lain sebagainya.
4. Industri lainnya
Phthalic anhydride juga digunakan untuk pembuatan *halogenated anhydride* sebagai bahan poliester polialkohol untuk urethane, pewarna, parfum, obat-obatan dan bahan penolak serangga.

1.4.2 Ortho Xylene (1,2-Dimethylbenzene)



Gambar 1.3 Struktur Atom Orthoxylene
Sumber : (Wikipedia,2011)

Ortho xylene adalah salah satu isomer xylene selain meta xylene dan para xylene yang merupakan kelompok derivat persenyawaan benzene, dimethylbenzene. *Ortho xylene*, sama seperti isomernya yang lain, berwujud cairan tidak berwarna dengan aroma manis dengan rumus kimia C_8H_{10} . Banyak digunakan sebagai pelarut dalam industri resin, cat dan pernis, lem, karet, sebagai osilator kristal, parfum, farmasi, kulit dan

insektisida. *Ortho xylene* sangat mudah menguap, bersifat racun, mudah terbakar, dan banyak berikatan dengan bensin. Selain itu, pada konsentrasi tertentu *ortho xylene* merupakan pelarut bagi beberapa jenis plastik, karet dan berbagai polimer lain. *Ortho xylene* terbentuk secara alami bersamaan dengan pembentukan minyak bumi seperti minyak tanah, dan aspal cair. *Ortho xylene* juga terbentuk dari hasil pembakaran, kebakaran hutan dan asap pabrik merupakan sumber penghasil *ortho xylene* dalam jumlah yang cukup besar. *Ortho xylene* merupakan produk antara dalam banyak industri bahan kimia. Salah satu industri yang menggunakan *ortho xylene* sebagai bahan bakunya adalah industri pembuatan *phthalic anhydride*, di mana *ortho xylene* dioksidasi dengan bantuan katalis *vanadium pentoxide*. Sifat *toxic* pada *ortho xylene* menyebabkan iritasi pada mata, hidung dan kerongkongan.

1.4.3 Proses Pembuatan *Phthalic Anhydride*

Proses pembuatan *phthalic anhydride* yang dikenal pada saat ini ada dua jenis, yaitu :

- a. Dari *naphthalene* dan oksigen dengan proses oksidasi

Bahan baku *naphthalene* dipanaskan dengan *heater* hingga temperatur 500 °C dan tekanan 3,2 bar untuk diumpungkan ke reaktor. Reaksi yang terjadi adalah

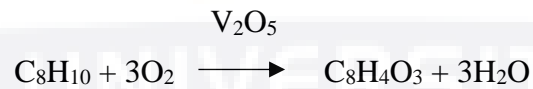


Reaksi oksidasi *naphthalene* berlangsung pada temperatur 500°C dan tekanan 3,2 bar membentuk *phthalic anhydride*, air dan karbondioksida. *Crude phthalic* yang dihasilkan dari reaktor ini didinginkan dalam cooler yang selanjutnya dialirkan menuju flash drum untuk memisahkan karbondioksida. *Crude phthalic* yang masih mengandung air selanjutnya dimurnikan di dalam kolom destilasi. *Phthalic anhydride* yang merupakan produk bawah kolom destilasi mempunyai kemurnian sebesar 97,8 % sedangkan air merupakan produk atas kolom destilasi. (Diaoye, 2007).

a. Pembuatan *phthalic anhydride* dengan proses oksidasi *ortho xylene*

Bahan baku *ortho xylene* dengan temperatur 30 °C dan tekanan 1,013 bar dari tangki penyimpanan *ortho xylene* dipompakan ke vapuorizer untuk menguapkan *ortho xylene* pada temperatur 150 °C dan tekanan 1,4 bar untuk kemudian dipompakan ke *furnace* untuk dipanaskan hingga temperatur 350 °C dan tekanan 2,2 bar. Udara pada temperatur 30 °C dan tekanan 1,013 bar dialirkan dengan kompresor ke *furnace* untuk dipanaskan hingga temperatur 350 °C dan tekanan 2,2 bar.

Uap *ortho xylene* dan udara diumpankan ke reaktor dengan kondisi operasi temperatur 350 °C, tekanan 2,2 bar dan konversi 99% dengan reaksi sebagai berikut :



Panas reaksi dari reaktor disirkulasi dengan air pendingin untuk menjaga reaktor dalam kondisi *isothermic*. Produk dari reaktor berupa uap *phthalic anhydride*, oksigen sisa, nitrogen dan air didinginkan pada kondensor parsial dan selanjutnya dialirkan ke *knock out drum*. *Phthalic anhydride* selanjutnya dialirkan di kristalkan dengan kemurnian 99,8 % (UNEP, 2007).

Perbandingan kedua jenis proses yang ada diperlihatkan pada tabel 2-1 berikut ini.

Keterangan	Oksidasi Naphthalene	Oksidasi Ortho xylene
Bahan baku	<i>Naphthalene</i> dan udara	<i>Ortho xylene</i> dan udara
Rasio Umpan (Udara : Nephthalen/oxylyene)	15:1	11:1
Yield (kgPA/kg naphthalene/o-xylene)	0,98	1,10-1,12
Kondisi Operasi	Suhu 340°C-385°C, tekanan 2 atm	Suhu 300°C-400°C tekanan 2,2 atm
Kemurnian	85 %	99,8%

Emisi	Karbondioksida	Tidak menghasilkan karbondioksida
Harga Bahan Baku	US\$900 – \$1100/ton	US\$1000-\$1500/ton

Tabel 1.8 Perbandingan proses pembuatan *phthalic anhydride*

Berdasarkan data pada tabel 2.1 di atas maka pada pra perancangan pabrik pembuatan *phthalic anhydride* dipilih proses oksidasi *ortho xylene*. Proses ini didasarkan atas beberapa pertimbangan, sebagai berikut :

- Konversi dan kemurnian produk yang dihasilkan lebih tinggi dibandingkan proses oksidasi naphthalene.
- % Yield yang dihasilkan *oxylene* lebih tinggi dibandingkan dengan *nepthalene*
- Proses tidak menghasilkan karbondioksida.
- Nilai jual produk lebih ekonomis karena kemurniannya lebih tinggi.
- Tahap pemisahan produk lebih mudah karena cukup dengan satu tahap pemisahan.

BAB II. URAIAN PROSES

Pra rancangan pabrik pembuatan *phthalic anhydride* dengan proses oksidasi *ortho xylene* secara garis besar dapat dikelompokkan dalam empat tahapan proses, yaitu :

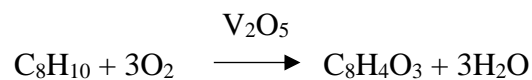
1. Proses persiapan bahan baku
2. Proses reaksi pembentukan *phthalic Anhydride*
3. Proses pemisahan *phthalic Anhydride*
4. Proses pemadatan *phthalic Anhydride*

2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku *ortho xylene* (C_8H_{10}) dengan kondisi temperatur $30\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 1,013 bar disimpan pada tangki bahan baku (T-01). Selanjutnya *ortho xylene* dipompakan ke *vaporizer* (V-01) untuk diuapkan hingga temperatur $150\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 1,4 bar yang kemudian dialirkan ke *furnace* (F-01) untuk dipanaskan hingga temperatur $350\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 2,2 bar. Bahan bakar yang dipergunakan pada *furnace* adalah *liquid natural gas*. Selanjutnya gas buang pembakaran pada *furnace* dipergunakan untuk memanaskan air untuk menghasilkan *steam* pada unit *waste heat boiler*. Udara pada temperatur $30\text{ }^{\circ}C$ dialirkan dengan kompresor (C-01) ke *furnace* (F-01) untuk dipanaskan hingga temperatur $350\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 2,2 bar.

2.2 Proses Reaksi Pembentukan *Phthalic Anhydride*

Uap *ortho xylene* dan udara yang berasal dari *furnace* (F-01) diumpukan ke reaktor (R- 701) dengan kondisi operasi temperatur $350\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 2,2 bar di mana reaktor dalam kondisi *isothermic*. Pada proses ini dipergunakan katalis *vanadium pentoxide* untuk mempercepat reaksi dan menghasilkan konversi produk sebesar 99 % dengan reaksi sebagai berikut.



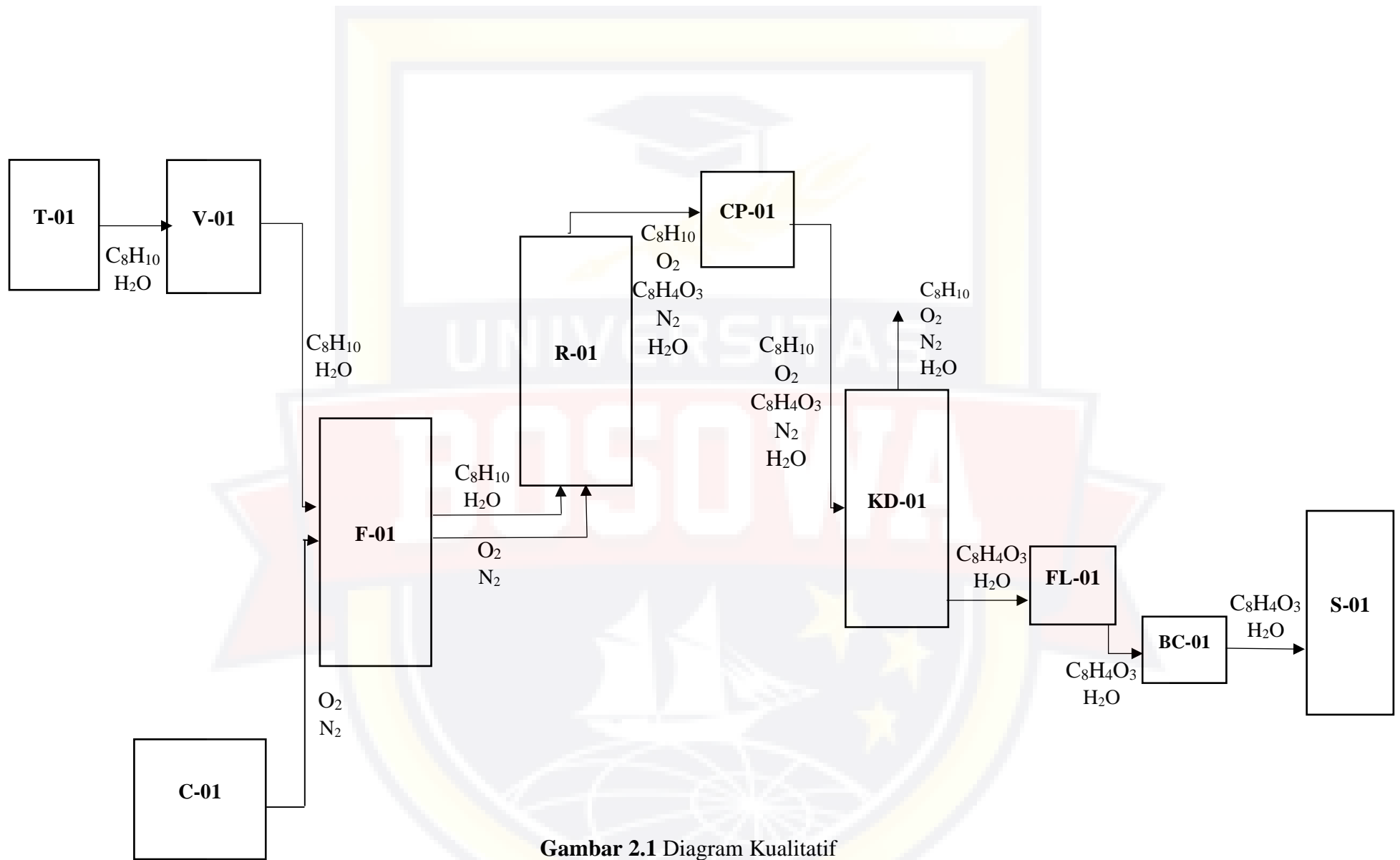
Pada reaksi ini produk reaktor berupa campuran antara *phthalic anhydride*, oksigen sisa, nitrogen dan air pada temperature 350°C dan tekanan 2,2 bar. Reaksi pada reaktor merupakan reaksi eksotermis di mana reaksi pembentukan *phthalic anhydride* dari oksidasi *ortho xylene* menghasilkan panas yang cukup tinggi. Agar panas reaksi dapat dikendalikan sesuai dengan kondisi operasi maka diperlukan media pendingin, yaitu *dowterm*. Dalam proses ini *dowterm* yang dipakai adalah air pendingin. Panas reaksi yang dihasilkan dari reaktor diserap oleh media pendingin (*dowterm*).

2.3 Proses pemisahan *Phthalic Anhydride*

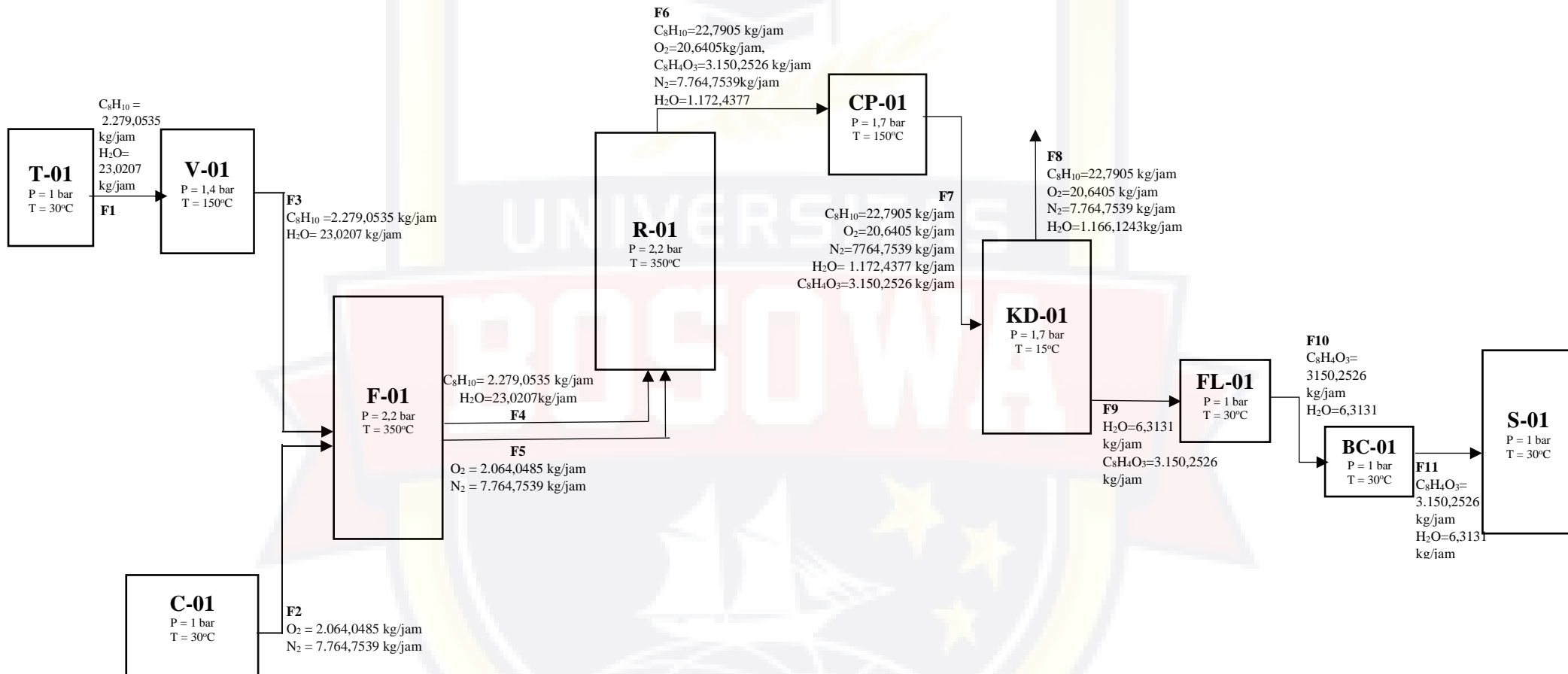
Produk dari reaktor (R-01) berupa *phthalic anhydride*, *ortho xylene* sisa, oksigen sisa, nitrogen dan air dialirkan ke kondensor parsial (CP-01) untuk mengubah sebagian fasa produk dari uap menjadi cairan dengan menurunkan temperatur hingga 150 °C dan tekanan 1,7 bar. Campuran uap (*ortho xylene* sisa, oksigen sisa, nitrogen dan air) dan cairan (*phthalic anhydride*) selanjutnya dialirkan ke tangki *knock out drum* (KD-01) untuk memisahkan uap dari cairan.

2.4 Proses Pemadatan *Phthalic Anhydride*

Cairan *phthalic anhydride* dari *knock out drum* (KD-01) diumpankan ke flaker (FL-01) untuk membentuk kristal *phthalic anhydride*. Padatan *phthalic anhydride* selanjutnya diangkut menggunakan belt conveyor (BC-01) dan bucket elevator (BE-01) menuju Silo (S-01).



Gambar 2.1 Diagram Kualitatif



Gambar 2.2 Diagram Kuantitatif

BAB III. SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Spesifikasi Produk Utama

3.1.1 *Phthalic Anhydride*

a. Sifat-sifat fisis :

Wujud (30°C)	: Padat
Bentuk	: Flake
Rumus Molekul	: C ₈ H ₄ O ₃
BM	: 148 gr/mol
Titik didih	: 284,5 °C
Titik leleh	: 130,8 °C
Temperatur kritis	: 517,85°C
Tekanan kritis	: 4.720 kPa
Densitas	: 0,3518 gr/cm ³
Specific gravity	: 1,527
Kelarutan	: larut seluruh bagian dalam benzene

(Kirk and Othmer,1998)

b. Sifat Kimia

- Anthraquinon dapat diperoleh dari reaksi antara *phthalic anhydride* dan benzene
- Reaksi antara *phthalic anhydride* dengan urea dan metal diasetat akan membentuk metal phtalocyanines

(Kirk and Othmer,1998)

3.2 Spesifikasi Bahan Baku

3.2.1 O-xylene

a. Sifat Fisis

Wujud	: Cair (pada suhu 30°C)
Rumus Molekul	: C ₈ H ₁₀
Densitas	: 0,881 g/cm ³
BM	: 106 gr/mol
Titik didih	: 144 °C
Melting point	: -25°C

Viskositas : 812 pada cp (pada suhu 20°C)
 Flash point : 17°C
 Specific gravity : 0,7894
 Specific heat : 2510,4 J/kg°K
 Tekanan uap : 4,4 kPa
 Temperatur kritis : 4.760 kPa
 Kelarutan : Larut dalam air, alcohol ether, benzene
 (Perry,1998)

b. Sifat Kimia

- Reaksi *Orthoxylene* dengan formaldehyde dan asam hidroklorik dengan katalis asam asetat menghasilkan 1 *chloromethyl-orthoxylene*.
 - Hidrogenasi *orthoxylen*e menghasilkan *tetrahydroorthoxylen*e.
- (Kirk and Othmer,1998)

3.2.2 Udara

a. Sifat Fisis

Tabel 3.1 Sifat Fisis Udara

Sifat Fisis	Oksigen	Nitrogen
Rumus molekul	O ₂	N ₂
Wujud	gas	gas
Berat molekul	32	28
Titik beku, K	55,4	63,3
Titik didih, K, 1 atm	90,2	77,4
Temperatur kritis, K	154,6	126,2
Tekanan kritis, atm	49,8	33,5
Volume kritis, cm ³ /gmol	73,4	89,5
Densitas (303 K), g/l	1,237	1,149

(Perry,1984)

b. Sifat kimia

- O₂ bereaksi dengan semua elemen kecuali He,Ne, dan Ar

- Jika direaksikan dengan bahan bakar minyak, gas alam atau batu-bara akan menghasilkan panas, CO₂, H₂O, serta residu dari udara
- Pada temperature yang lebih rendah dengan adanya katalis, O₂ bereaksi dengan senyawa organik membentuk hidrokarbon beroksigen.

(Perry, 1997)

3.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

3.3.1 Vanadium Pentoxida (V₂O₅)

Wujud : padat spherical

Umur katalis (tahun) : 3

Diameter katalis (cm) : 0,318

Porositas tumpukan, ϵ : 0,5

Bulk density (g/cm³) : 0,84

(Hill, 1977)

3.3.2 Air (H₂O)

a. Sifat Fisis

Fase : cair

Berat molekul : 18 gr/mol

Titik didih : 100 °C

Titik beku : 0 °C

Densitas : 1 gram/cm³

b. Sifat Kimia

- Sebagai pelarut dan penghantar listrik yang baik
- Bersifat netral dengan pH 7
- Dapat menguraikan garam menjadi asam dan basa

BAB IV. NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 25.000 ton/tahun

Operasi pabrik = 330 hari

Jam operasi = 24 jam

Basis perhitungan = 1 jam operasi

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi/jam} &= \frac{25.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ kg}}{24} \\ &= 3.156,5657 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Setelah dilakukan perhitungan untuk tiap unit peralatan pada lampiran A, maka diperoleh neraca massa sebagai berikut :

4.1 Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk		Keluar (kg/jam)
	F ⁴	F ⁵	F ⁶
<i>Ortho xylene</i> (C ₈ H ₁₀)	2.279,0535	-	22,7905
Oksigen (O ₂)	-	2.064,0485	20,6405
Nitrogen (N ₂)	-	7.764,7539	7.764,7539
Air (H ₂ O)	23,0207	-	1.172,4377
<i>Phthalic Anhydride</i> (C ₈ H ₄ O ₃)	-	-	3.150,2526
Subtotal	2.302,0742	9.828,8024	12.130,8766
Total	12.130,8766		

Tabel 4.1 Neraca massa pada reaktor

4.2 Knock Out Drum (KD-01)

Tabel 4.2 Neraca massa pada knock out drum

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F ⁷	F ⁸	F ⁹
<i>Ortho xylene</i> (C ₈ H ₁₀)	22,7905	22,7905	-
Oksigen (O ₂)	20,6405	20,6405	-
Nitrogen (N ₂)	7.764,7539	7.764,7539	-
Air (H ₂ O)	1.172,4377	1.166,1246	6,3131
<i>Phthalic Anhydride</i> (C ₈ H ₄ O ₃)	3.150,2526	-	3.150,2526
Subtotal		8.974,3109	3.150,5657
Total	12.130,8766	12.130,8766	

BAB V. NERACA PANAS

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Satuan operasi = kkal/jam

Temperatur referensi = 25°C

Setelah dilakukan perhitungan untuk tiap unit peralatan pada lampiran B, maka diperoleh neraca panas sebagai berikut :

5.1 Vapurizer (V-01)

Tabel 5.1 Neraca panas pada vapourizer (V-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Ortho xylene (C ₈ H ₁₀)	4.806,3986	101.564,1593
Air (H ₂ O)	114,5338	1.300,2025
Subtotal	4.920,9324	102.864,3617
Steam	97.943,4293	-
Total	102.864,3617	102.864,3617

5.2 Furnace (F-01)

Tabel 5.2 Neraca Panas pada Furnace (F-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Ortho xylene (C ₈ H ₁₀)	101.564,1593	318.617,7271
Air (H ₂ O)	1.300,2025	3.468,1777
Oksigen (O ₂)	2.272,1161	153.442,2453
Nitrogen (N ₂)	9.634,5858	637.250,7443
Subtotal	114.771,0636	1.107.848,0121
Bahan bakar	993.076,9484	-
Total	1.107.848,0121	1.107.848,0121

5.3 Reaktor (R-01)

Tabel 5.3 Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Phthalic Anhydride (C ₈ H ₄ O ₃)		263.474,8349
Ortho xylene (C ₈ H ₁₀)	318.617,7271	2.477,5672
Air (H ₂ O)	3.468,1777	211.376,4342
Oksigen (O ₂)	153.442,2453	154.092,9974
Nitrogen (N ₂)	632.319,8620	637.250,7443
Subtotal	1.107.848,0121	1.077.154,8361
Panas reaksi	-	6.161.655,2528
Air pendingin	-	-6.130.962,0768
Total	1.107.848,0121	1.107.848,0121

5.4 Kondensor Parsial (CP-01)

Tabel 5.4 Neraca Panas pada Kondensor Parsial (KD-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Phtalic anhydride (C ₈ H ₄ O ₃)	263.474,8349	150.894,1357
Ortho xylene (C ₈ H ₁₀)	2.477,5672	242,7380
Air (H ₂ O)	211.376,4342	15.826,2983
Oksigen (O ₂)	154.092,9974	964,7569
Nitrogen (N ₂)	637.250,7443	393.185,7607
Subtotal	1.077.154,8361	561.113,6895
Air pendingin	-516.041,1465	-
Total	561.113,6895	561.113,6895

5.5 Flaker (FL-01)

Tabel 5.5 Neraca Panas pada Flaker (FL-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Phtalic acid (C ₈ H ₄ O ₃)	150.894,1357	16.026,7714
Air (H ₂ O)	2.585,9975	57,8459
Subtotal	153.480,1332	16.084,61733
Panas kristalisasi	103.681,6234	-
Air pendingin	-241.077,1392	-
Total	16.084,6173	16.084,6173

BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN

Dari hasil perhitungan pada lampiran C, maka dibuatlah data spesifikasi peralatan yang digunakan pada pra rancangan pabrik pembuatan phthalic anhydride sebagai berikut,

6.1 Tangki Penyimpanan Orthoxylene (T-01)

Fungsi	: Tempat penyimpanan <i>Orthoxylene</i>
Bentuk	: Silinder vertical dengan alas datar dan <i>torispherical dishead head</i>
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Kondisi penyimpanan	: $T = 30^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$
Kapasitas tangki	: $526,1347 \text{ m}^3$
Diameter tangki	: $6,2378 \text{ m}$
Tinggi tangki	: $10,4109 \text{ m}$
P_{desain}	: $16,2160 \text{ psi}$
Tebal silinder	: $1,38 \text{ in}$
Tebal head standar	: $1,37 \text{ in}$

6.2 Pompa (P-01)

Fungsi	: Memompa <i>orthoxylene</i> dari tangki penyimpanan (T-01) ke varpourizer (V-01)
Jenis	: Pompa sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Spesifikasi;	
Debit pompa	: $0,0256 \text{ ft}^3/\text{s}$
Diameter pompa	: $1,5 \text{ in}$
Schedule number	: 40
Kecepatan alir	: $0,7711 \text{ ft/s}$
Total friksi	: $0,2319 \text{ ft.lbf/lbm}$
Kerja poros	: $20,1693 \text{ ft.lbf/lbm}$
Daya pompa	: $\frac{1}{2} \text{ hp}$

6.3 Vapourizer (V-01)

Fungsi	: Menguapkan <i>orthoxylyene</i>
Jenis	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Commercial steel

Dimensi pipa

Annulus	
Sch.No	: 40
IPS	: 4 in
ID	: 4,026 in
a'	: 1,178 ft

Inner pipa

IPS	: 3
Sch.No	: 40
OD	: 3,5 in
ID	: 0,36 in
a'	: 0,917 ft

6.4 Kompresor (CP-01)

Fungsi	: Mengalirkan udara ke unit <i>furnace</i> (F-01)
Jenis	: <i>Single stage reciprocating compressor</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: Commercial steel
Daya	: 1 HP

6.5 Furnace (F-01)

Fungsi	: Memanaskan <i>orthoxylyene</i> dan udara hingga suhu 350°C
Jenis bahan bakar	: LNG
Kondisi operasi;	
Temperatur ortho xylene	: 150°C
Temperatur udara masuk	: 30°C

Panas fuel : 30°C
Temperatur kaluar : 350°C

6.6 Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan *orthoxylyene* dengan udara menjadi *phthalic anhydride*
Jenis : Reaktor fixed bed multitube
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : Carbon stell SA-283 Grade C
Kondisi operasi : T =350°C, P =2,1 atm = 2,2 bar =31,9 Psi
Diameter reaktor : 26,7263 in
Tebal silinder : ½ in
Tebal head : ½ in
Spesifikasi tube;
ID : 0,364 in
OD : 0,540 in
Flow area per pipa (a't) : 0,141 in²
Jumlah tube pass (Ntb) :1
Susunan tube :Triangular pitch

6.7 Kondensor Parsial (CP-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur dan tekanan serta Mengkondensasikan sebagian produk yang keluar dari Reaktor (R-01)
Jenis : 2-4 *Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : T =150°C, P = 1,4 bar
Jenis Tube : 18 BWG
Diameter dalam, ID : 15,25 in
Diameter luar : 1,05 in
Panjang tube : 16 ft
Jumlah tube : 32 tube

6.8 Knock Out Drum (KD-01)

Fungsi : Memisahkan gas dan liquid keluaran kondensor Parsial (CP-01)

Tipe : *Vertical Vessel*
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : T = 150°C, P = 1,7 bar
Kapasitas *vessel* : 1,8 m³
Diameter *vessel* : 55,9803 in
Tinggi *vessel* : 2,86 m
Pdesain : 25,3311 psi
Tebal silinder : 1,3 in
Tebal head standar : 1,3 in

6.9 Pompa Phthalic Anhydride (P-02)

Fungsi : Memompa *Phthalic Anhydride* dari knock out Drum (KD-01) ke Flaker (F-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Spesifikasi;

Debit pompa : 0,0256 ft³/s

Diameter pompa : 1,5 in

Schedule number : 40

Kecepatan alir : 0,7711 ft/s

Total friksi : 0,2319 ft.lbf/lbm

Kerja poros : 20,1693 ft.lbf/lbm

Daya pompa : ½ hp

6.10 Flaker (FL-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya kristalisasi *Phthalic Anhydride*

Type : *Swenson Walker Agitated Crystalliser*

Bahan konstruksi : Alloy steel SA-204
Kondisi operasi : $T = 30^{\circ}\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$
Volume total
Tinggi : 0,6604 m
Lebar : 0,06096 m
Panjang total : 12,19 m
Tebal dinding : 0,1875 in
Jenis pengaduk : Spiral agitator
Kecepatan : 60 rpm

6.11 Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Mengangkut *Phthalic Anhydride* dari flaker (F01) menuju Bucket Elevator (BE-01)
Tipe : *Troughed Belt on 45°*
Jumlah : 1 unit
Kapasitas angkut : 3,156 ton/jam
Kapasitas maksimum : 32 ton/jam
Kecepatan belt : 100 ft/menit
Lebar belt conveyor : 14
Power screw conveyor : 1 Hp

6.12 Bucket Elevator (BE-01)

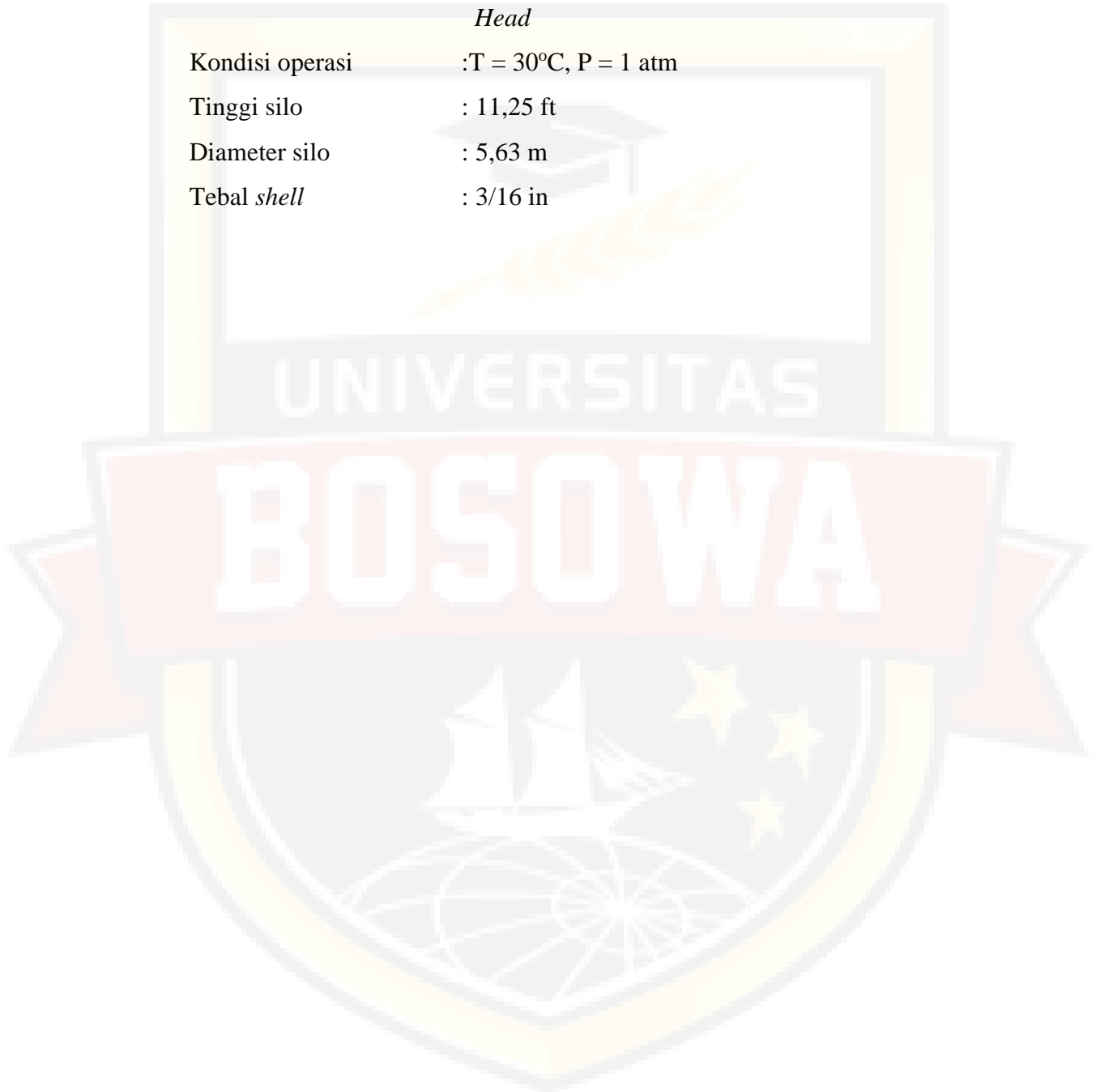
Fungsi : Mengangkut *Phthalic Anhydride* menuju silo (S-01)
Tipe : *Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*
Bahan konstruksi : *Malleable-iron*
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 3.535,3535 kg/jam
Daya motor : 1 Hp

6.13 Silo (S-01)

Fungsi :Tempat menyimpan *PhthalicAnhydride*
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C
Type :Tangki silinder vertical dengan *Conical Bottom*

Head

Kondisi operasi :T = 30°C, P = 1 atm
Tinggi silo : 11,25 ft
Diameter silo : 5,63 m
Tebal *shell* : 3/16 in



BAB VII. UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industry kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rancangan Pabrik *Phthalic Anhydride*, yaitu:

- Unit Penyediaan uap (steam)
- Unit Penyediaan air
- Unit Pembangkit tenaga listrik
- Unit Penyediaan Bahan Bakar

7.1 Kebutuhan Uap (Steamm)

Uap digunakan dalam pabrik sebagai media pemanas. Kebutuhan uap pada pabrik pembuatan *phthalic anhydride* adalah 211,7750 kg/jam yang digunakan pada unit alat vaporizer (V-01).

Tambahan untuk faktor keamanan diambil 30% (Perry dan Green, 1999)

Maka :

Total steam yang dibutuhkan = $1,3 \times 211,7750 \text{ kg/jam} = 275,3075 \text{ kg/jam}$

Diperkirakan 80% dari kondensat dapat digunakan kembali (Winarto,2014):

$$= 80\% \times 275,3075 \text{ kg/jam}$$

$$= 169,42 \text{ kg/jam}$$

7.2 Unit Penyediaan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air dapat diperinci sebagai berikut :

1. Air pendingin

Tabel 7.1 Kebutuhan air pendingin pada alat

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Air kg/jam
Reaktor	R-01	240,4041
Kondensor Parsial	CP-01	10.199,1603
Flaker	FL-01	8,7039
Total		10.448,2682

Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin dari peralatan didinginkan kembali dalam cooling tower untuk digunakan kembali. Dengan asumsi terjadi, air yang hilang selama proses pendinginan 10% dari total air sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned} \text{Air sirkulasi} &= 90/100 \times 10.448,2682 \\ &= 9.403,4414 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang harus ditambah (*make-up water*) :

$$\begin{aligned} &= 10.448,2682 - 9.403,4414 \text{ kg/jam} \\ &= 1.044,8268 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan air untuk Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan steam untuk kelangsungan proses. Jumlah kebutuhan pada boiler adalah 275,3075 kg/jam.

3. Air untuk berbagai kebutuhan

Menurut (Sularso,2000) kebutuhan air tiap orang per hari adalah 100 L/hari.

Jumlah karyawan pabrik = 114 orang

$$\text{Diambil } 100 \text{ liter/hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} = 4,16 \approx 4 \text{ L/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka total air domestik} &= 114 \times 4 \text{ L/jam} \\ &= 456 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perkiraan pemakaian air untuk berbagai kebutuhan ditunjukkan pada tabel 7.2

Tabel 7.2 Kebutuhan Air untuk Berbagai Kebutuhan Pabrik

Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
Domestik dan kantor	456
Laboratorium	50
Kantin dan tempat ibadah	100
Poliklinik	50
Total	656

Sehingga total kebutuhan air yang memerlukan pengolahan awal adalah:

$$W_{\text{air}} = 656 + 10.448,2682 + 275,3075$$

$$W_{\text{air}} = 11.402,5966 \text{ kg/jam}$$

Untuk memenuhi kebutuhan air ini, diperoleh dari Sungai Bengawan solo, yang terletak didekat Kawasan pabrik, Karakteristik air sungai Bengawan Solo dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 7..3 Data Sungai Bengawan Solo

Parameter	Satuan	Nilai
Suhu	°C	20-32,2
pH	mg/l	6,89
Oksigen terlarut	mg/l	5,824
COD	mg/l	36,85
Ca	mg/l	93,5
Fe	mg/l	2,193
Zn	mg/l	1,954
Cu	mg/l	0,526
Pb	mg/l	0,089
Cl	mg/l	13,29
NH ₃	mg/l	1,75
CO ₂	mg/l	5,215
SO ₄	mg/l	18,5
NO ₃	mg/l	0,515
PO ₃	mg/l	0,28

Sumber : Astuti (2015); Wibowo, Dkk (2014); Mulyadi (2013)

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air yang akan digunakan. Selanjutnya air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya masing-masing. Pengolahan air terdiri dari beberapa tahap yaitu (*Degremant, 1991*):

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air yang akan digunakan. Selanjutnya air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya masing-masing. Pengolahan air terdiri dari beberapa tahap yaitu (*Degremant, 1991*):

- Screening
- Klarifikasi

- Filtrasi
- Demineralisasi
- Daerasi

a. *Screening*

Tahap screening merupakan tahap awal dari pengolahan air. Adapun tujuan screening adalah (Degremont, 1991):

- Menjaga struktur alur dalam utilitas terhadap objek besar yang mungkin merusak fasilitas unit utilitas.
- Memudahkan pemisahan dan menyingkirkan partikel-partikel padat yang besar yang terbawa dalam air sungai.

Pada tahap ini, partikel yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

b. Klarifikasi

Klarifikasi adalah proses pemisahan antara padatan dan cairan. Pada proses klarifikasi digunakan alat *clarifier*. *Clarifier* berfungsi untuk memberi kontak antara udara pada air sehingga partikel dengan air. Aliran air keluaran *clarifier* air akan terpisah antara air dan padatannya (Mulyati dan Narhadi, 2014). Pemakaian larutan alum untuk air yaitu berkonsentrasi 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah (Crities, 2004). Adapun perhitungan alum dan soda abu yang diperlukan :

Perhitungan alum dan abu soda yang diperlukan :

Total kebutuhan air = 11.402,5966 kg/jam

Pemakaian larutan alum = 50 ppm

Pemakaian larutan soda abu = 27 ppm

(Crities,2004)

Larutan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang dibutuhkan = 0,6780 kg/jam

Larutan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang dibutuhkan = $50 \cdot 10^{-6} \times 11.402,5966$ kg/jam
= 0,6271 kg/jam

Larutan abu soda Na_2CO_3 = $50 \cdot 10^{-6} \times 11.402,5966$ kg/jam
= 0,3078 kg/jam

c. Filtrasi

Filtrasi adalah proses pembersihan partikel padat dari suatu fluida dengan dilewatkan dari suatu medium agar zat padat dapat tertahankan dan terpisah dari fluida. Penyaringan secara gravitasi yang digunakan dalam pabrik untuk suatu aliran cairan penjernihan air biasanya digunakan pasir yang berfungsi sebagai unggun partikel kasar (*screen*) (Parahita, 2018).

Untuk air domestik ditambahkan bahan kimia ke air sungai. Bahan kimia yang digunakan pada proses desinfeksi adalah senyawa halogen berupa senyawa klor (kaporit). Hal ini disarankan karena sifat yang sangat baik dalam menonaktifkan mikroorganisme dalam air (Ratnawati dan Sugito, 2013). Sehingga air yang keluar wajib diberi bahan tambahan berupa kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$). Konsentrasi kaporit yang digunakan untuk kebutuhan manusia yaitu sebesar 2 ppm (Kato, 2004). Kaporit yang digunakan direncanakan dengan konsentrasi 70%. Adapun perhitungan kebutuhan kaporit yaitu sebagai berikut:

Perhitungan kebutuhan kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$),

Total kebutuhan air domestik = 456 kg/jam

Kaporit yang digunakan direncanakan mengandung klorin 70%

Kebutuhan klorin = 2 ppm dari berat air (Gordon, 1968)

Total kebutuhan kaporit = $\frac{2 \cdot 10^{-6} \times 456 \text{ kg/jam}}{0,7} = 0,0013 \text{ kg/jam}$

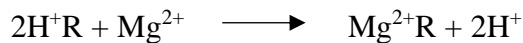
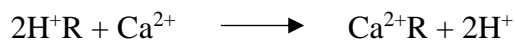
d. Demineralisasi

Air untuk ketel dan proses harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi, dimana alat demineralisasi dibagi atas

- Penukar kation

Berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg, dan Mn yang larut dalam air dengan kation hidrogen dan resin. Resin yang digunakan bertipe Gel dengan merek IR-122 (Lorch, 1981).

Reaksi yang terjadi :



Untuk regenerasi dipakai H_2SO_4 dengan reaksi :



Perhitungan kesadahan kation

Sungai bengawan solo mengandung Fe Perhitungan Kesadahan Kation Fe^{2+} , Zn^{2+} , Ca^{2+} , Pb^{2+} dan Cu^{2+} masing-masing (2,193 mg/l, 1,954 mg/l, 93,5 mg/l, 0,089 mg/l, 0,526 mg/l).

1 gr/gal = 17,1 ppm

Total kesadahan kation

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan kation} &= 2,193 + 1,954 + 93,5 + 0,089 + 0,526 \text{ ppm} \\ &= 98,263 \text{ ppm} \\ &= 5,7463 \text{ g/gal} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 275,3075 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diolah} &= \frac{275,3075 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 264,17 \text{ gal/m}^3 \\ &= 67,1783 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan air} &= 5,7463 \text{ g/gal} \times 67,1783 \text{ gal/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 9.264,7734 \text{ g/hari} \\ &= 0,3860 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Adapun perhitungan total regenerasi yang digunakan pada resin kation yaitu sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas resin} &= 39,3 \text{ kgr/ft}^3 && (\text{Lenntech, 1998}) \\ &= 39.300 \text{ g/ft}^3 && = 2,55 \text{ kg/ft}^3 \\ \text{Kebutuhan regenerasi} &= 2 \text{ lb/ft}^3 && (\text{Lenntech, 1998}) \\ \text{Regenerasi H}_2\text{SO}_4 &= (0,3027 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ lb/ft}^3) / 2,55 \text{ kg/ft}^3 \\ &= 0,3027 \text{ lbm/jam} && = 0,1373 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Penukar anion/*Anion Exchanger*

Penukar anion berfungsi untuk mengikat ion negatif yang akan ditukar dengan kandungan ion hidroksida dari resin. Adapun cara perhitungan kesadahan kation adalah sebagai berikut:

Air sungai mengandung Anion NH_3 , CO_2 , SO_4 , NO_3 , Cl dan PO_3

1 g/gal = 17,1 ppm (Nalco 1998)

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan anion} &= 39,55 \text{ ppm}/17,1 \\ &= 2,3128 \text{ g/gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diolah} &= 275,3075 \text{ kg/jam} \\ &= \frac{275,3075 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 264,17 \text{ gal/m}^3 \\ &= 73,0435 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan air} &= 2,3128 \text{ g/gal} \times 73,0435 \text{ gal/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 4054,5580 \text{ g/hari} \\ &= 0,1689 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Adapun perhitungan total regenerasi yang digunakan pada resin anion yaitu sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas resin} &= 26,2 \text{ kgr/ft}^3 && (\text{Lenntech, 2002}) \\ &= 26.200 \text{ g/ft}^3 && = 1,70 \text{ kg/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan regenerasi} = 1,72 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Lenntech, 2002})$$

$$\begin{aligned} \text{Regenerasi NaOH} &= (0,1689 \text{ kg/jam} \times 1,72 \text{ lb/ft}^3) / 1,70 \text{ kg/ft}^3 \\ &= 0,1709 \text{ lb/jam} && = 0,0775 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

e. Deaerasi

Deaerasi adalah proses penghilangan kadar oksigen dalam air. Oksigen dalam air dapat menyebabkan korosi pada peralatan logam seperti ketel uap. Alat yang digunakan dalam proses deaerasi yaitu deaerator. Deaerator merupakan peralatan penting dalam sistem pemanas air umpan pada PLTU (Hariyatma, dkk., 2015).

7.3 Kebutuhan Listrik

1. Unit Proses, daya yang dibutuhkan pada unit proses sebesar 4 hp dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 7.4 Kebutuhan Listrik Pada Unit Proses

Nama Alat	Jumlah Daya (Hp)
Pompa Orthoxylen	0,5
Kompresor	1
Belt Conveyor	1
Bucket Elevator	1
Pompa <i>Phthalic Anhydride</i>	0,5
Total Daya	4

2. Unit Utilitas, daya yang dibutuhkan pada unit utilitas sebesar 13 hp dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Pada Unit Utilitas

Nama Alat	Jumlah Daya
Pompa air sungai	0,5
Pompa bak sedimentasi	0,5
Pompa Aluminium Sulfat	0,5
Pompa Soda Abu	0,5
Pompa Clarifier	0,5
Pompa Sand Filter	0,5
Pompa Menara Air	0,5
Pompa Kaporit	0,5
Tangki Pelarutan Kaporit	0,5
Pompa Air Domestik	0,5
Pompa Anion Exchanger	0,5
Pompa Kation Exchanger	1
Tangki Pelarutan NaOH	0,5
Tangki Pelarutan H ₂ SO ₄	0,5
Pompa Deaerator	0,5

Pompa Boiler	0,5
Pompa Bahan Bakar	0,5
Pompa Cooling Tower	1
Cooling Tower	0,5
Clarifier	0,5
Pompa Air Proses	0,5
Total Daya	13

3. Ruang kontrol dan laboratorium = 30 hp
4. Penerangan dan kantor = 30 hp
5. Bengkel = 40 hp

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik} &= 4 + 13 + 30 + 30 + 40 \text{ hp} \\ &= 57 \text{ hp} \times 0,7457 \text{ kW/hp} \\ &= 42,5049 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk cadangan 20 \%} &= ((1+0,2) \times 42,5049) - 42,5049 \text{ hp} \\ &= 8,5009 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= 42,5049 \text{ kW} + 8,5009 \text{ kW} \\ &= 51,005 \text{ kW} \end{aligned}$$

7.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar karena minyak solar efisien dan mempunyai nilai bakar yang tinggi.

Keperluan Bahan Bakar Generator

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19.860 \text{ Btu/lb}_m \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Low Heating Value solar} = 42.789,53 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Nababan, 2017})$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 848,3 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Naddaf dan Heris, 2018})$$

$$\text{Daya output generator} = 51,0058 \text{ kW}$$

Daya generator yang dihasilkan

$$= 51,0058 \text{ kW} \times (0,9478 \text{ Btu/det})/k \times 3600 \text{ det/jam}$$

$$= 174.036 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan bakar} &= (174.036 \text{ Btu/jam}) / (19.860 \text{ Btu/lb}_m \times 0,45359 \text{ kg/lb}_m) \\ &= 3,9740 \text{ kg/jam} \\ \text{Kebutuhan solar} &= (3,9740 \text{ kg/jam}) / (848,3 \text{ kg/m}^3) \\ &= 0,0052 \text{ m}^3/\text{jam} = 5,2637 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Keperluan Bahan Bakar Ketel Uap

$$\begin{aligned} \text{Air pada ketel uap} &= 275,3075 \text{ kg/jam} \\ \text{Panas laten } \textit{superheated steam} (30^\circ\text{C}) &= 3.074,3 \text{ kJ/kg} && \text{(Reklaitis, 1987)} \\ \text{Panas late air } (30^\circ\text{C}) &= 125,70 \text{ kJ/kg} && \text{(Reklaitis, 1987)} \\ \text{Panas yang dibutuhkan ketel} & \\ Q_{\text{boiler}} &= m_{\text{air}} \times \Delta H && \text{(Rahmawati, 2018)} \\ &= 275,3075 \text{ kg/jam} \times (3.074,3 - 125,7) \\ &= 811.772 \text{ kJ/jam} = 455.86.993.3 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Efisiensi ketel uap = 70% (Purba,2016)

$$\begin{aligned} \text{Low Heating Value, untuk solar} &= 42.789,53 \text{ kJ/kg} && \text{(Nababan, 2017)} \\ \text{Kebutuhan solar} &= 811.772 \text{ kJ/jam} / (42.789,53 \text{ kJ/kg} \times 0,7) \\ &= 271,0182 \text{ L/jam} \\ \text{Kebutuhan total solar} &= 5,2637 + 271,0182 \text{ L/jam} = 276,2820 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

7.5 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 mempunyai unit pengolahan limbah.

Sumber-sumber limbah cair pabrik pembuatan *phthalic anhydride* meliputi:

1. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

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

2. Limbah domestik

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

3. Limbah laboratorium

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

Perhitungan Untuk Sistem Pengolahan Limbah

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik:

1. Pencucian peralatan pabrik = 25 L/jam

2. Diperkirakan air buangan tiap orang untuk :

Domestik = 10 L/hari (Metcalf & Eddy, 1991)

Kantor = 20 L/hari (Metcalf & Eddy, 1991)

Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor

= 144 orang x (10 + 20) L/hari x 1 hari / 24 jam = 142,50 L/jam

3. Laboratorium = 20 L/jam

Total air buangan = (25 + 142,50 + 20) L/jam

= 187,5 L/jam = 0,1875 m³/jam

7.6 Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screening* (SC)

Fungsi	: Menyaring partikel padat dengan ukuran besar
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Jenis	: <i>Bar screen</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir massa	: 3207199,29 kg/jam
Kondisi operasi	: T=30°C, P =1 atm
Ukuran <i>screen</i>	: panjang = lebar = 2 m
Ukuran bar	: lebar = 5 mm
	tebal = 20 mm

2. Pompa Screening (PU-01)

Fungsi	: Mengalirkan air sungai ke bak sedimentasi
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: T=30°C, P =1 atm
Ukuran nominal pipa	: 3 in
Luas Penampang	: 0,0513 ft ²
Diameter dalam (iD)	: 3,068 in
Diameter luar (OD)	: 3,5 in
Daya	: 0,5 hp

3. Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi	: Menampung dan mengendapkan lumpur dari air Sungai
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Jenis	: Bak dengan permukaan persegi
Jumlah	: 1 unit
Laju alir massa	: 11.402,5965 kg/jam
Volume bak	: 96,1973 m ³
Spesifikasi	: panjang = 10,68 ft lebar = 10,68 ft

4. Pompa Sedimentasi (PU-02)

Fungsi	: Mengalirkan air sungai dari bak sedimentasi ke <i>Clarifier</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Ukuran nominal pipa	: 3 in
Diameter dalam (iD)	: 3,068 in
Diameter luar (OD)	: 3,5 in
Daya	: 0,5 hp

5. Tangki Pelarutan Aluminium Sulfat (TP-01)

Fungsi	: Tempat Pelarutan Aluminium Sulfat
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm (101,325 kPa) Temperatur = 30°C = 303,15 K
Volume tangki	: 141,16 m ³
Spesifikasi	: Diameter = 0,8462 m Tinggi = 0,8462 m Tebal = 0,19 in
Daya pengaduk	: 0,5 hp

6. Pompa Aluminium Sulfat (PU-04)

Fungsi	: Mengalirkan Aluminium Sulfat ke <i>clarifier</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir massa	: 0,2714 kg/jam
Ukuran nominal pipa	: 0,1 in
Diameter dalam (iD)	: 0,269 in
Diameter luar (OD)	: 0,405 in
Inside sectional area	: 0,0004
Daya	: 0,5 hp

7. Tangki Pelarutan Soda abu (TP-02)

Fungsi	: Tempat Pelarutan <i>soda ash</i> ke clarifier
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
 Temperatur = 30°C = 303,15 K

Volume tangki : 0,2004 m³

Spesifikasi : Diameter = 0,6343 m
 Tinggi = 0,6343 m
 Tebal = 0,14 in

Daya pengaduk : 0,5 hp

8. Pompa Soda Ash (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan *soda ash* ke *clarifier*

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa : 0,3078 kg/jam

Ukuran nominal pipa : 0,1 in

Diameter dalam (iD) : 0,269 in

Diameter luar(OD) : 0,405 in

Inside sectional area : 0,0004 ft/s

Daya : 0,5 hp

9. Clarifier (CL)

Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk karena penambahan soda abu dan alum

Jenis : *External Solid Recirculation Clarifier*

Bentuk : *Circular desain*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas kerucut

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
 Temperatur = 30°C = 303,15 K

Volume tangki : 32,22 m³

Spesifikasi : Diameter = 3,7425 m

Tinggi = 5,6137 m
Tebal = 0,6 in
Daya pengaduk : 0,5 HP

10. *Sand Filter (SF)*

Fungsi : Menyaring pasir yang terbawa oleh air sungai yang keluar dari clarifier
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = 30°C = 303,15 K
Volume tangki : 3,4356 m³
Spesifikasi : Diameter = 1,4863 m
Tinggi = 1,4863 m
Tebal = 0,25 in
Daya pengaduk : 0,5 hp

11. *Pompa Sand Filter (PU-05)*

Fungsi : Mengalirkan air dari sand filter menuju menara air (MA)
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir massa : 11.402,5965 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 3 in
Diameter dalam (iD) : 3,5 in
Diameter luar (OD) : 3,5 in
Daya : 0,5 hp

12. Menara Air (MA)

Fungsi	: Menampung air dari <i>Sand Filter</i> (SF-201)
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm (101,325 kPa) Temperatur = 30°C = 303,15 K
Volume tangki	: 329,8196 m ³
Spesifikasi	: Diameter = 6,5429 m Tinggi = 9,8143 m Tebal = 0,4486 in

13. Pompa Cooling Tower I (PU-06)

Fungsi	: Memompakan air dari menara air ke ke cooling tower
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir volumetrik	: 0,0064 ft ³ /s
Laju alir massa	: 656 kg/jam
Ukuran nominal pipa	: 0,5 in
Diameter dalam (iD)	: 0,622 in
Diameter luar (OD)	: 0,84 in
Daya	: 0,5 hp

14. Cooling Tower (CT)

Fungsi	: Mendinginkan air untuk kebutuhan air pendingin proses
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)

Temperatur = 30°C
Volume tangki : 132,8233 m³
Spesifikasi : Diameter = 5,5309 m

15. Pompa Cooling Tower II (PU-07)

Fungsi : Memompakan air dari menara pendingin ke unit proses
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir volumetrik : 0,0064 ft³/s
Laju alir massa : 656 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,5 in
Diameter dalam (iD) : 0,622 in
Diameter luar (OD) : 0,84 in
Daya : 0,5 hp

16. Pompa Cation Exchanger (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari menara air ke Cation Exchanger
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir massa : 275,3075 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 3 in
Diameter dalam (iD) : 3,068 in
Diameter luar (OD) : 3,5 in
Inside sectional area : 0,0513 ft/s
Daya : 1 hp

17. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (TP-03)

Fungsi	: Tempat Pelarutan Asam Sulfat
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA-240</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm (101,325 kPa) Temperatur = 30°C = 303,15 K
Volume tangki	: 0,1095 m ³
Spesifikasi	: Diameter = 0,5391 m Tinggi = 0,5391 m Tebal = 0,5 in
Daya pengaduk	: 0,5 hp

18. Pompa Asam Sulfat (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air dari menara air ke Cation Exchanger
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir massa	: 0,1373 kg/jam
Ukuran nominal pipa	: 0,1 in
Diameter dalam (iD)	: 0,269 in
Diameter luar (OD)	: 0,405 in
Inside sectional are	: 0,0004 ft/s
Daya	: 0,5 hp

19. Penukar Kation (CE)

Fungsi	: Mengikat kation yang terdapat dalam air
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)

Temperatur = $30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$
Laju alir massa : 275,3075 kg/jam
Diameter tangki : 0,9318 m
Tebal shel tangki : 0,15 in

20. Pompa Anion Exchanger I (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari penukar kation ke penukar Anion
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir massa : 275,3075 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,74 in
Diameter dalam (iD) : 0,824 in
Diameter luar(OD) : 1,05 in
Inside sectional area : 0,0037 ft/s
Daya : 0,5 hp

21. Anion Exchanger (AE)

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat dalam air umpan boiler
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = $30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$
Laju alir massa : 275,3075 kg/jam
Diameter tangki : 0,9318 m
Tebal shel tangki : 0,15 in

22. Tangki Pelarutan Natrium Hidroksida (TP-04)

Fungsi : Tempat Pelarutan Natrium Hidroksida
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285 grade C*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = 30°C = 303,15 K

Volume tangki : 0,0631 m³
Spesifikasi : Diameter = 0,1969 m
Tinggi = 0,1969 m
Tebal = 0,49 in
Daya pengaduk : 0,5 HP

23. Pompa Natrium Hidroksida (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan natrium hidroksida sebagai regeneran ke Penukar Anion
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir massa : 0,0103 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,1 in
Diameter dalam (iD) : 0,269 in
Diameter luar (OD) : 0,405 in
Kecepatan linear : 0,0004 ft/s
Daya : 0,5 hp

24. Pompa Anion Exchanger II (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger ke deaerator
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir massa : 275,3075 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,5 in
Diameter dalam (iD) : 0,622 in
Diameter luar(OD) : 0,845 in

Inside sectional area : 0,002 ft/s
Daya : 0,5 hp

25. Deaerator (DE)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*
Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = 30°C = 303,15 K
Volume tangki : 2,6544 m³
Spesifikasi : Diameter = 1,3639 m
Tinggi = 1,7048 m
Tebal = 0,16 in

26. Pompa Deaerator (PU-13)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator ke ketel uap
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Laju alir volumetrik : 0,1685 ft³/s
Laju alir massa : 275,3075 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,5 in
Diameter dalam (iD) : 0,622 in
Diameter luar (OD) : 0,84 in
Daya : 0,5 hp

27. Tangki Bahan Bakar (TB)

Fungsi : Menyimpan solar sebagai bahan bakar di ketel uap dan generator
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285 grade C*
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar

Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = 30°C = 303,15 K
Volume tangki : 64,5784 m³
Spesifikasi : Diameter = 4,3491 m
Tinggi = 4,3491 m
Tebal = 0,5 in

28. Pompa bahan bakar I (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan bahan bakar ke dalam ketel uap (E301)
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir volumetrik : 0,003 ft³/s
Laju alir massa : 271,0182 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 1 in
Diameter dalam (iD) : 1,049 in
Diameter luar (OD) : 1,31 in
Daya : 0,5 hp

29. Ketel Uap (KU)

Fungsi : Menyediakan uap untuk kebutuhan proses
Jenis : Water tube boiler
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = 200°C
Spesifikasi : panjang tube = 30 ft
Diameter tube = 6 m
Jumlah tube = 9 buah

30. Pompa Tangki bahan bakar II (PU-15)

Fungsi	: Mengalirkan bahan bakar ke dalam ketel generator (E301)
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir volumetrik	: 0,003 ft ³ /s
Laju alir massa	: 271,0182 kg/jam
Ukuran nominal pipa	: 1 in
Diameter dalam (iD)	: 1,049 in
Diameter luar (OD)	: 1,31 in
Daya	: 0,5 hp

31. Tangki Pelarutan Kaporit (TP-05)

Fungsi	: Tempat pelarutan kaporit (CaOCl ₂)
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Tekanan = 1 atm (101,325 kPa) Temperatur = 30°C
Volume tangki	: 0,00029 m ³
Spesifikasi	: Diameter = 0,0717 m Tinggi = 0,0717 m Tebal = 0,12 in
Daya Pengaduk	: 0,5 hp

32. Pompa Kaporit (PU-17)

Fungsi	: Mengalirkan kaporit ke tangki air domestik
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir volumetrik	: $1,004 \times 10^{-8} \text{ ft}^3/\text{s}$

Laju alir massa : 0,00130kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,13 in
Diameter dalam (iD) : 0,269 in
Diameter luar (OD) : 0,405 in
Daya : 0,5 hp

33. Pompa Air Domestik (PU-16)

Fungsi : Mengalirkan air ke tangki utilitas
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Laju alir volumetrik : 0,0064 ft³/s
Laju alir massa : 656 kg/jam
Ukuran nominal pipa : 0,5 in
Diameter dalam (iD) : 0,622 in
Diameter luar (OD) : 0,84 in
Daya : 0,5 hp

34. Tangki Air Domestik (TU)

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan ke domestik
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285 grade C*
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup datar
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm (101,325 kPa)
Temperatur = 30°C
Volume tangki : 132,8233 m³
Spesifikasi : Diameter = 5,5309 m
Tinggi = 5,5309 m
Tebal = 0,2512 in

35. Pompa Air Domestik (PU-18)

Fungsi	: Mendistribusikan air domestik yang telah diolah
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Laju alir volumetrik	: 0,0064 ft ³ /s
Laju alir massa	: 656 kg/jam
Ukuran nominal pipa	: 0,5 in
Diameter dalam (iD)	: 0,622 in
Diameter luar (OD)	: 0,84 in
Daya	: 0,5 hp

7.7 Spesifikasi Peralatan Pengolahan Limbah

1. Bak Penampungan (L-BP)

Fungsi	: Menampung limbah sementara
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Jumlah	: 1 unit
Spesifikasi	: panjang = 4,4047 m lebar = 2,936 m
Waktu retensi	: 10 hari

2. Bak Pengendapan Awal (L-BA)

Fungsi	: Mengendapkan limbah pada fasa awal
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Jumlah	: 1 unit
Spesifikasi	: panjang = 0,7996 m lebar = 0,7996 m
Waktu retensi	: 2 jam

3. Bak Netralisasi (L-BN)

Fungsi	: Menetralkan pH limbah
Bahan konstruksi	: Beton kedap air

Jumlah : 1 unit
Spesifikasi : panjang = 2,3343 m
lebar = 2,3343 m
Waktu retensi : 3 hari



BAB VIII. LAYOUT PABRIK DAN LOKASI PROSES

Tata letak peralatan dan lokasi dalam suatu rancangan pabrik merupakan suatu syarat untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan serta kelistrikan.

8.1 Lokasi Pabrik

Secara geografis, penentuan lokasi dan tata letak pabrik merupakan salah satu hal penting yang perlu diperhatikan dalam perencanaan suatu pabrik. Di mana penentuan lokasi dan tata letak menentukan kemajuan serta keberlangsungan dalam persaingan pabrik itu sendiri di masa kini dan yang akan datang. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik (*Timmerhaus, 2004*).

Tata letak dalam suatu rancangan diagram alir proses merupakan syarat penting di dalam memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik atau untuk desain secara terperinci pada masa datang. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya secara terperinci sebelum pendirian .

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pra rancangan pabrik pembuatan *phthalic anhydride* ini direncanakan berlokasi di daerah Laren, Lamongan, Jawa Timur. Berikut ini adalah dasar-dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik :

1. Faktor Primer / Utama
 - a. Letak Sumber Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku , disamping juga harus di perhatikan jarak pabrik tersebut dengan daerah pemasaran, sehingga pengaduan transportasi mudah diatasi. Bahan baku utama pembuatan *phthalic acid anhydride* adalah *ortho xylene* yang merupakan bahan impor. Untuk itu lokasi pra rancangan pabrik harus dekat dengan pelabuhan, sedangkan bahan kimia pendukung dapat diperoleh dari supplier bahan kimia.

b. Pemasaran Produk

Hal –hal yang perlu diperhatikan dalam pemasaran produk adalah

- Daerah pemasaran produk serta pengaruh dan saingan yang ada
- Kemampuan daya serap pasar dan prospek pemasaran dimasa yang akan datang.
- Jarak pemasaran dari lokasi pabrik sampai dengan daerah yang dituju
- Sistem pemasaran yang terpakai
- Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik yang masih cukup luas dan harganya terjangkau.

c. Transportasi

Faktor transportasi yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pendirian pabrik, yaitu transportasi bahan baku dan transportasi produk, serta jarak lokasi pabrik dengan pemasaran yang dapat terjangkau. Lokasi yang dipilih dalam pra rancangan pabrik pembuatan *phthalic acid anhydride* adalah kecamatan laren kabupaten Lamongan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat yang mudah dijangkau karena Lamongan berada dalam jalur transportasi darat seperti jalan raya, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak lagi menjadi masalah

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja termasuk hal yang sangat menunjang dalam operasional pabrik. Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para tenaga kerja yang akan memperoleh pekerjaan. Para tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan, baik yang terdidik maupun yang belum terdidik.

e. Bahan Bakar

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Pembangkit listrik utama

untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina.

f. Persediaan Air

Setiap pabrik mungkin dan pasti memerlukan sejumlah air yang cukup banyak, yang digunakan untuk mendukung jalannya proses produksi maupun untuk memenuhi kebutuhan air domestik bagi karyawan. Kebutuhan air diperoleh dari dari Sungai Bengawan Solo, Lamongan, Jawa Timur.

2. Faktor Sekunder

Yang termasuk kedalam faktor sekunder antara lain :

a. Harga Tanah dan Gedung

Harga tanah dan pembangunan gedung perlu dikaitkan dengan rencana jangka panjang untuk masa mendatang. Tanah yang tersedia cukup luas dan biaya tanah serta bangunan untuk pendirian pabrik relatif terjangkau.

b. Kemungkinan Perluasan

Kemungkinan perluasan merupakan suatu faktor yang penting untuk kelangsungan perkembangan pabrik. Perluasan ini dapat dilakukan di sekitar lokasi pabrik, karena masih tersedia areal kosong dan tidak mengganggu pemukiman masyarakat yang ada di sekitar pabrik.

c. Masyarakat Sekitar Lokasi

Sikap dan tanggapan masyarakat daerah pembangunan industri tersebut sangat perlu sekali untuk diperhatikan secara seksama karena hal ini merupakan suatu faktor yang ikut dalam penentuan perkembangan industri. Masyarakat daerah dapat merupakan sumber tenaga kerja yang potensial maupun sebagai tempat pemasaran produk, tetapi keselamatan dan keamanan dalam masyarakat perlu dijaga dengan

baik, misalnya bahan buangan pabrik yang berbahaya harus dicarikan pengaman dalam pembuangannya, walaupun bagi pabrik itu merupakan suatu tambahan biaya, tetapi hal ini merupakan keharusan bagi perusahaan sebagai sumbangannya kepada masyarakat. Di mana hal tersebut akan menimbulkan sikap masyarakat yang mendukung berdirinya pabrik tersebut.

d. Iklim di Daerah Lokasi

Suatu pabrik ditinjau dari segi teknik ada kalanya membutuhkan kondisi operasi tertentu, misalnya kelembaban udara, suhu rata-rata sekitar pabrik, panas matahari dan variasi iklim kemungkinan berkaitan dengan kegiatan proses, penyimpanan bahan baku dan produk. Iklim juga dapat mempengaruhi gairah kerja, moral pada karyawan, sebab keaktifan kerja para karyawan dapat meningkatkan hasil produksi. Walaupun saat ini ruang kerja dapat diatur dengan *Air Conditioner* (AC) dan *heater* sehingga pengaruh keadaan di luar ruang dapat dihindari tetapi semua pengaturan ini akan menambah beban biaya.

e. Keadaan Tanah

Sifat-sifat mekanis tanah dan tempat pembuangan industri harus diketahui. Hal ini berkaitan dengan rencana pembangunan pondasi untuk bangunan gedung, dan alat-alat pabrik. Misalnya untuk mesin pabrik tertentu yang memerlukan pondasi kuat sehingga keadaan mekanik tanah yang akan diberi beban ini harus diketahui.

8.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen- komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku hingga menjadi produk.

Desain yang rasional harus memasukkan susunan areal proses, persediaan dan areal pemindahan/area alternatif dalam posisi yang efisien dan

dengan melihat pada faktor-faktor sebagai berikut :Urutan proses produksi

Pengembangan lokasi baru atau penambahan/ perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa mendatang.

1. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik dan bahan baku
2. Pemeliharaan dan perbaikan
3. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran
4. Bangunan, menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat
5. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak harus dipertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
6. Masalah pembuangan limbah cair.
7. *Service area*, seperti kantin,tempat ibadah dan sebagainya di atur sedemikian rupa sehingga tidak perlu terlalu jauh dari tempat kerja.

8. Letak tempat

Misalnya di suatu lokasi yang agak tinggi, bila digunakan untuk menempatkan tangki penyimpanan cairan maka cairan dalam tangki tersebut dapat dialirkan ketempat yang lebih rendah tanpa menggunakan pompa.

9. Fasilitas jalan

Gudang, dan kantor sebaiknya di tempatkan dekat jalan, tujuannya untuk memperlancar arus lalu lintas.

10. Letak alat-alat

Jika suatu pabrik masih perlu diolah lebih lanjut pada unit berikutnya maka unitnya dapat disusun berurutan sehingga system pemipaan dan penyusunan letak pompanya lebih sederhana.

11. Keamanan

Pada perancangan tata letak alat perlu dipertimbangkan pengurangan terjadinya bahaya kebakaran, peledakan, racun bagi karyawan dan bahaya mekanik yang dapat menyebabkan cacat tubuh. Oleh karena itu, sifat-sifat berbahaya dari bahan kimia yang digunakan harus diketahui.

12. Plant service

Unit pembangkit tenaga uap dan listrik dipilih di suatu tempat yang sesuai agar tidak mengganggu terhadap operasi pabrik. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Timmerhaus, 2004):

- Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi sehingga mengurangi material *handling*.
- Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
- Mengurangi ongkos produksi.
- Meningkatkan keselamatan kerja.
- Mengurangi kerja seminimum mungkin.
- Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

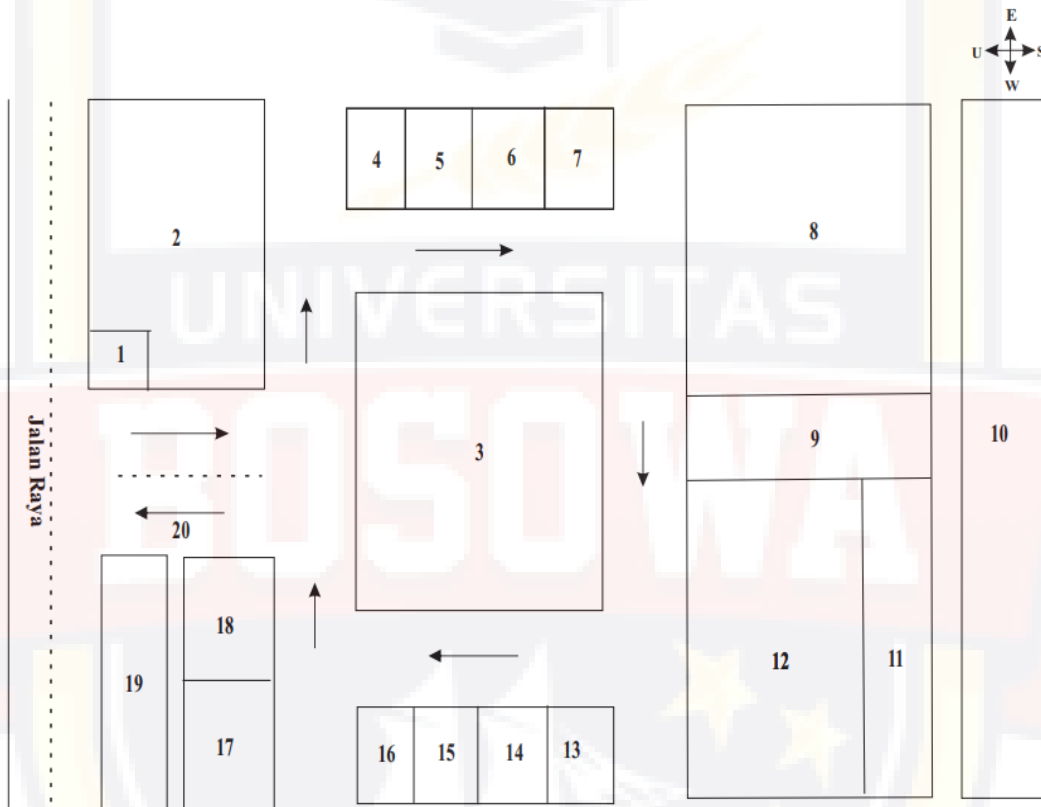
8.3 Perincian Luas Tanah

Perincian luas tanah yang dipakai secara tepat dan efisien untuk lokasi pra rancangan pabrik pembuatan *phthalic acid anhydride* di perkirakan sebagai berikut :

Tabel. 8.1 Perincian Luas Tanah

No	Keterangan Gambar Tata Letak Gambar	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	50
2.	Parkir	200
3.	Kantor	400
4.	Kantin	200
5.	Laboratorium	100
6.	Area bahan baku	300
7.	Area produk	200
8.	Area Proses	2400
9.	Ruang Kontrol	200
10.	Areal Perluasan	800
11.	Area Pengolahan Limbah	500
12.	Area Pengolahan Air	800
13.	Bengkel	200

14.	Pemadam	300
15.	Pembangkit Listrik	200
16.	Bengkel	200
17.	Perpustakaan	200
18.	Poliklinik	200
19.	Taman	100
20.	Jalan	400
Total		7750



Gambar 8.1 Tata Letak Pabrik Skala 1:1000

Keterangan Gambar Tata Letak Gambar

1. Pos Keamanan
2. Parkir
3. Kantor
4. Kantin
5. Laboratorium
6. Area bahan baku
7. Area produk
8. Area Proses
9. Ruang Kontrol
10. Areal Perluasan

11. Area Pengolahan Limbah
12. Area Pengolahan Air
13. Bengkel
14. Pemadam
15. Pembangkit Listrik
16. Bengkel
17. Perpustakaan
18. Poliklinik
19. Taman
20. Jalan

8.4 Tata Letak Peralatan Proses

Pola umum aliran proses sangat bergantung pada tipe tata letak mesin atau alat yang digunakan. Pola aliran bahan pada umumnya dapat dibedakan dalam lima tipe, yaitu pola garis lurus, pola zig-zag, bentuk U, pola melingkar, dan pola tak beraturan. Pada perancangan tata letak peralatan proses pabrik, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat proses pada pabrik *phthalic anhydride* sebagai berikut (Peters & Timmerhaus, 1991).

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan dalam produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari adanya polusi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan kerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan merata pada tempat-tempat alat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan. Pencahayaan juga dapat diperoleh dengan mengoptimalkan cahaya matahari agar dapat menghemat pemakaian listrik pada pabrik *phthalic anhydride*.

4. Lalu lintas manusia

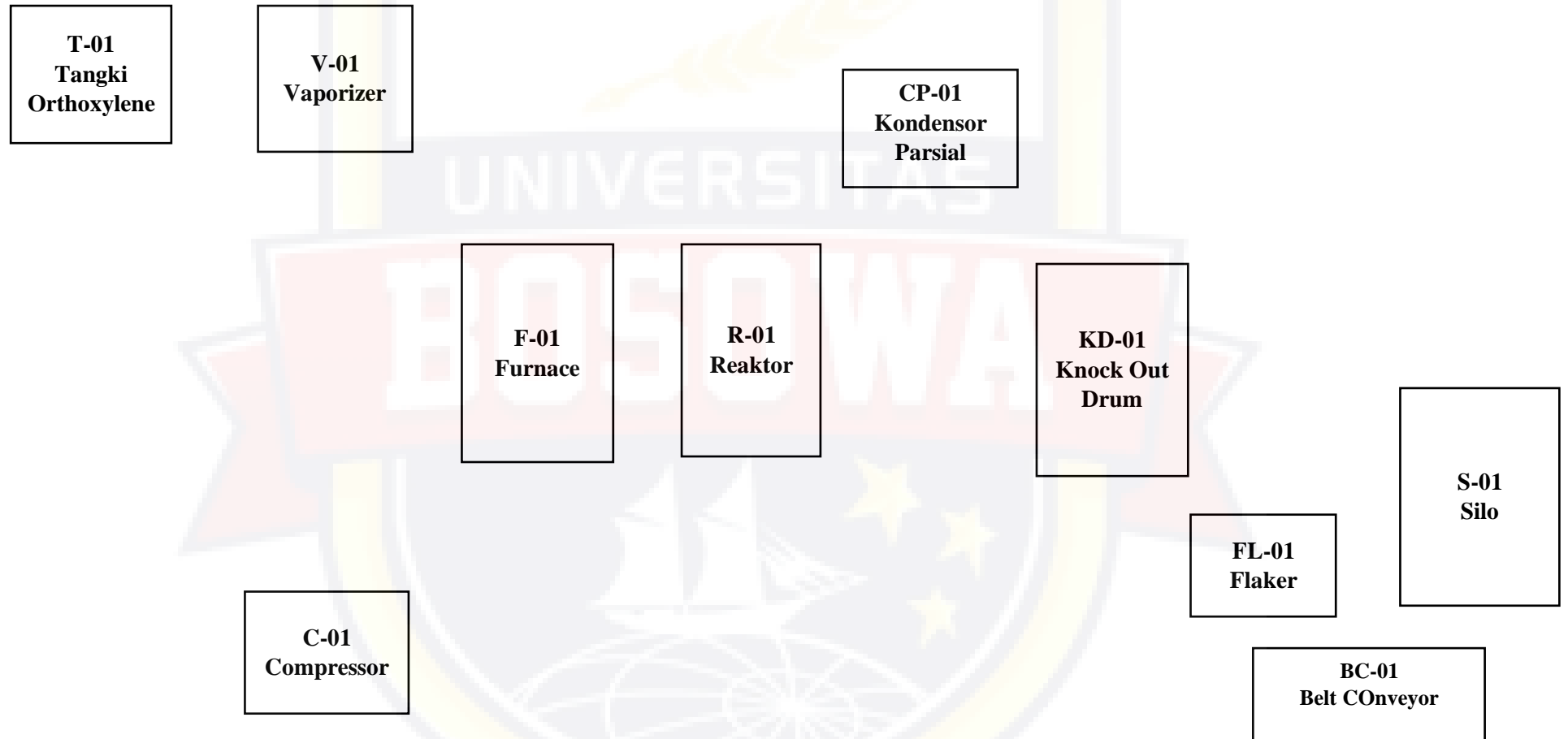
Dalam perancangan tata letak alat proses perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadinya gangguan pada alat proses dan pekerja dapat segera memperbaiki alat tersebut. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga harus diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses perlu ditempatkan pada tata letak yang dapat menekan biaya operasi yang dapat menjamin kelancaran dan keamanan proses produksi pada pabrik.

6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya. Sehingga, apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut dapat mengurangi kerusakan. (Vilbrandt & Dryden, 1959).



Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik

BAB IX. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

9.1 Sistem Organisasi

Sistem organisasi pada sebuah perusahaan sangat penting untuk membantu dalam mencapai target pada perusahaan dan membantu dalam pembagian tugas kerja atau tanggungjawab menjadi lebih mudah dan lebih jelas serta membantu mengurangi permasalahan internal yang terjadi didalam perusahaan tersebut.

9.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Perseroan Terbatas adalah bentuk perusahaan yang mendapatkan modal dari penjualan saham, hal ini seperti yang telah ditetapkan dalam UU No. 1 Tahun 1995 Tentang Perseroan Terbatas (UUPT). Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetor penuh jumlah yang telah disebutkan dalam saham tersebut. Pabrik nitrobenzen yang direncanakan akan didirikan mempunyai :

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Letak	: Kecamatan Laren, Lamongan, Jawa Timur
Lapangan Usaha	: Pabrik Phthalic Anhydride
Kapasitas produksi	: 25.000 Ton/Tahun

Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas ini terdapat beberapa faktor sebagai berikut :

1. Modal yang didapatkan lebih mudah karena menggunakan penjualan saham milik perusahaan.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas, sehingga kelancaran dalam produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah antara satu sama lain yang dimana pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, hal ini dikarenakan tidak berpengaruh dengan berhentinya para pemegang saham dan direksi beserta staff atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi manajemen, dimana para pemegang saham dapat memilih orang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang baik dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas yaitu suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini perusahaan terbatas memperluas usaha. (Widjaja, 2003).

9.3 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang dan kemajuan suatu perusahaan, karena berhubungan dengan alur komunikasi yang terjadi didalam sebuah perusahaan agar tercapainya kerjasama yang baik antara karyawan

1. Organisasi Garis *Line system* adalah sebuah sistem yang digunakan pada sebuah perusahaan kecil yang dimana pemilik perusahaan sebagai pemegang komando tertinggi yang akan memberi perintah secara langsung kepada bawahannya.
2. Organisasi Staff and Line Sebuah sistem yang digunakan pada hanya sebagian perusahaan. Secara garis wewenang lebih sederhana, praktis dan lebih tegas. Tugas seorang karyawan hanya akan bertanggungjawab kepada atasan saja.

3. Organisasi Fungsional

Sistem ini menempatkan setiap karyawan harus sesuai bidangnya masing-masing sesuai dengan keahlian yang dimiliki, biasanya struktur ini hanya digunakan atau diterapkan pada beberapa perusahaan besar yang sangat kompleks. Dari ketiga macam struktur organisasi diatas, maka pada pabrik nitrobenzen ini menggunakan organisasi staff and line yang dimana sistem ini garis wewenang lebih sederhana, praktis dan lebih tegas sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggungjawab pada satu atasan saja. Untuk kelancaran produksi perlu dibentuk staff ahli yang

terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Ada 2 kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi line and staff system, yaitu :

- Line adalah orang-orang yang akan melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- Staff adalah orang-orang yang akan melaksanakan tugas sesuai dengan keahliannya yang dimana hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

9.4 Uraian Tugas, Wewenang dan Tanggung Jawab

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada PT adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS tahunan diadakan dalam waktu paling lambat enam bulan setelah tutup buku. RUPS lainnya dapat diadakan sewaktu-waktu berdasarkan kebutuhan. RUPS dihadiri oleh pemilik saham, komisaris dan direksi.

Hak dan wewenang RUPS :

- Meminta pertanggung jawaban komisaris dan direksi lewat suatu sidang
- Dengan musyawarah dapat mengganti komisaris atau general manager serta mensahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri, diatur melalui prosedur yang berlaku.
- Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan atau ditanamkan kembali (Manulang, 1982).

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih dalam RUPS untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan komisaris ini bertanggung jawab kepada RUPS. Tugas-tugas dewan komisaris antara lain:

- Mengadakan pertemuan tahunan para pemegang saham.
- Meminta laporan pertanggungjawaban general manager secara periodik.
- Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh

kegiatan dan pelaksanaan tugas general manager.

- Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan

3. General Manager

General manager merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris. Adapun tugas-tugas general manager adalah:

- Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien
- Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- Mengadakan kerja sama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan
- Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian –perjanjian dengan pihak ketiga.
- Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, general manager dibantu oleh manager produksi, manager kepegawaian, manager utilitas, manager humas, manager teknik, manager perpajakan, manager administrasi, manager pembelian, dan manager penjualan.

4. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh general manager untuk menangani masalah-masalah administrasi perusahaan. Sekretaris bertanggung jawab langsung kepada general manager perusahaan.

5. Manager Produksi

Manager produksi bertanggung jawab kepada general manager. Manager ini bertugas untuk membantu general manager dalam mengkoordinir dan mengawasi semua kegiatan produksi. Manager produksi dibantu oleh tiga kepala bagian yaitu bagian proses, bagian research and development dan bagian laboratorium.

6. Manager Kepegawaian

Manager kepegawaian bertanggung jawab kepada general manager. Manager kepegawaian bertugas mengawasi dan memperhatikan kinerja kerja serta kesejahteraan karyawan. Dalam melaksanakan tugasnya manager kepegawaian dibantu oleh kepala bagian personalia.

7. Manager Kepegawaian

Manager kepegawaian bertanggung jawab kepada general manager. Manager kepegawaian bertugas mengawasi dan memperhatikan kinerja kerja serta kesejahteraan karyawan. Dalam melaksanakan tugasnya manager kepegawaian dibantu oleh kepala bagian personalia.

8. Manajer Utilitas

Manager utilitas bertanggung jawab kepada Manager Utilitas general manager. Tugasnya adalah untuk mengkoordinir dan mengawasi segala kegiatan utilitas meliputi pengolahan air dan limbah. Dalam melaksanakan tugasnya manager utilitas dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu bagian pengolahan air dan bagian pengolahan limbah.

9. Manager Humas

Manager Humas Manager humas bertanggung jawab kepada general manager. Manager humas bertugas untuk menjalin hubungan perusahaan dengan masyarakat setempat dan hubungan perusahaan dengan karyawan.

10. Manager Teknik

Manager teknik bertanggung jawab kepada general manager. Manager teknik bertugas membantu general manager dalam mengkoordinir dan mengawasi semua kegiatan teknik yang berkaitan dengan permesinan, listrik, instrumentasi, dan aktivitas pemeliharaan pabrik. Dalam menjalankan tugasnya manager teknik dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu kepala bagian maintenance (mesin dan listrik) dan kepala bagian instrumentasi.

11. Manager Perpajakan

Manager perpajakan bertanggung jawab kepada general manager. Manager ini bertugas mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan perpajakan.

12. Manager Administrasi

Manager administrasi bertanggung jawab kepada general manager, dalam hal koordinasi dan pengawasan kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan administrasi. Hal-hal administratif seperti korespondensi dengan pihak luar perusahaan, pengarsipan dokumen dan surat-surat perusahaan menjadi ruang lingkup tugas kepala administrasi. Dalam melakukan tugasnya, manager administrasi dibantu oleh kepala bagian administrasi dan akuntansi.

13. Manager Pembelian

Manager Pembelian bertanggung jawab kepada general manager. Tugasnya adalah untuk mengkoordinir dan mengawasi segala kegiatan pembelian bahan baku, bahan pendukung, dan kebutuhan lainnya.

14. Manager Penjualan

Manager Penjualan bertanggung jawab kepada general manager. Tugasnya adalah untuk mengkoordinir dan mengawasi segala kegiatan penjualan promosi produk.

9.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik phthalic anhydride yang direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari, sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk maintenance peralatan produksi (shut down). Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua yaitu:

1. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak langsung

menangani proses produksi, yang termasuk ke dalam kelompok ini adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi serta semua karyawan bagian umum. Karyawan non-shift bekerja 5 hari dalam seminggu dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Adapun jam kerja untuk karyawan non-shift dapat diatur dengan perincian sebagai berikut :

Hari Senin - Jum'at : 08.00-17.00 WITA

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut

Selain hari Jum'at : 12.00-13.00 WITA

Hari Jum'at : 11.00-13.30 WITA

Hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan non shift libur

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi karyawan shift yang bermaksud antara lain :

- Operator produksi.
- Karyawan laboratorium.
- Bagian dari teknik.
- Bagian dari utilitas.
- Bagian lain yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian dalam sehari semalam. Karyawan shift dibagi menjadi 3 shift dengan jadwal kerja, sebagai berikut :

1. Karyawan Operator dan Laboratorium.

- a. Shift pagi : 08.00-16.00
- b. Shift siang : 16.00-24.00
- c. Shift malam 24.00-08.00

2. Karyawan Keamanan (Security)

- a. Shift pagi : 07.00-15.00
- b. Shift siang : 15.00-23.00
- c. Shift malam : 23.00-07.00

Karyawan Shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur yang dimana sistem yang diterapkan secara bergantian. Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja dan 1 hari libur. Pada hari minggu dan hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah regu yang bertugas tetap masuk. Adapun jadwal kerja karyawan pada tabel 9.1.

Tabel 9.1 Jadwal Kerja Karyawan Shift

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

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

Keterangan:

P : Shift Pagi

M : Shift malam

S : Shift siang

L : Libur

9.6 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta keahlian karyawan. Status karyawan dibedakan menjadi tiga bagian, antara lain :

1. Karyawan tetap Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapatkan upah bulanan dengan kedudukan dan masa kerja.
2. Karyawan Harian Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang harus dibayar setiap akhir pekan.
3. Karyawan Borongan Karyawan borongan adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja.

Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan, sistem pemberian upah dibagi menjadi tiga golongan berdasarkan jenisnya, antara lain:

1. Gaji Bulanan Gaji bulanan adalah gaji yang akan diberikan kepada pekerja tetap. Besar gaji akan berkisar sesuai dengan peraturan perusahaan dan mengikuti standar upah minimum kabupaten/kota (UMK).
2. Gaji Harian Gaji harian adalah gaji yang akan diberikan oleh perusahaan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.
3. Gaji Lembur Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besar upah lembur yang harus diberikan mengikuti keputusan Pasal 10 Kep.234/MEN/2003.

9.7 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

9.7.1 Penggolongan Jabatan

Dalam sebuah perusahaan kecil atau besar penggolongan jabatan, jumlah karyawan dan gaji adalah sebuah penghubung agar terciptanya fungsi sinergitas perusahaan dan karyawan dalam melakukan kerja. Berikut rincian penggolongan jabatan, jumlah karyawan dan gaji (upah).

Tabel. 9.2 Jumlah Tenaga Kerja dan Tingkat Pendidikannya

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Dewan Komisaris	1	Min S1 (Teknik/Ekonomi)
General Manager	1	Min S1 (Teknik/Ekonomi)
Sekretaris	1	Min D3 (Sekretaris)
Manager Produksi	1	Min S1 (Teknik Kimia/Mesin)
Manager Kepegawaian	1	Min S1 (Psikologi)
Utilitas	1	Min S1 (Teknik kimia/Mesin)
Manager Humas	1	Min S1 (Teknik Industri)
Manager Teknik	1	Min S1 (Teknik Mesin)
Manager Perpajakan	1	Min S1 (Perpajakan/Hukum)
Manager Pembelian	1	Min S1 (Teknik Insustri)
Manager Penjualan	1	Min S1 (Teknik Insustri)
Kepala Bagian	9	Min S1 (Teknik/Ekonomi/MIPA)
Karyawan Produksi	40	Min STM (Kimia/Mesin)
Karyawan Persolia	1	Min SMEA
Karyawan Utilitas	5	Min STM (Kimia/Mesin)
Karyawan Teknik	13	Min STM (Mesin)
Karyawan Administrasi	3	Min SMEA
Karyawan Humas	3	Min SMEA
Karyawan Pembelian	3	Min SMEA/STM (Kimia/Mesin)
Karyawan Penjualan	3	Min SMEA/SMU/STM (Kimia/Mesin)
Dokter	1	Dokter Umum
Perawat	2	Min D3 (Akademik Perawat)
Petugas keamanan	5	Min SMU/Pensiunan ABRI/POLRI
Petugas Kebersihan	5	Min SMU
Supir	5	Min SMU/STM
Jumlah	114	-

9.7.2 Sistem Penggajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja. Perincian gaji karyawan adalah sebagai berikut :

Tabel 9.3 Rincina Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Jumlah gaji/bulan
Dewan komisaris	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
General manajer	1	Rp 18.000.000	Rp 1.800.000
Sekretaris	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
Menejer produksi	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer kepegawaian	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer utilitas	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
menejer Humas	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer Teknik	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer perpajakan	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer administrasi	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
menejer Pembelian	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer penjualan	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Kepala bagian	9	Rp 6.500.000	Rp 58.500.000
Karyawan produksi	40	Rp 4.500.000	Rp 180.000.000
Karyawan personalia	5	Rp 4.500.000	Rp 22500000
Karyawan utilitas	5	Rp 4.500.000	Rp 22500000
Karyawan Teknik	13	Rp 4.500.000	Rp 58500000
Karyawan Administrasi	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Karyawan Humas	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Karyawan Pembelian	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Karyawan Pemasaran	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Dokter	1	Rp 4.500.000	Rp 4500000
perawat	2	Rp 3.500.000	Rp 7000000
Petugas keamanan	5	Rp 2.700.000	Rp 13500000
Petugas kebersihan	5	Rp 2.700.000	Rp 13500000
supir	5	Rp 2.700.000	Rp 13500000
Total	114		Rp 546.300.000

9.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektivitas kerja pada perusahaan yaitu dengan meningkatkan kesejahteraan sosial karyawannya. Kesejahteraan

sosial yang diberikan perusahaan kepada karyawannya antara lain :

1. Fasilitas Kesehatan

Perusahaan memberikan fasilitas klinik yang berada di area pabrik. Klinik ini berfungsi untuk pertolongan pertama pada karyawan selama jam kerja. Namun, jika terjadi kecelakaan berat akibat kerja ataupun bukan yang menimpa karyawan atau keluarganya, perusahaan menunjuk rumah sakit rujukan untuk menanganinya. Bagi karyawan yang mengalami kecelakaan saat bekerja, biaya pengobatan akan ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Sedangkan, jika karyawan sakit bukan diakibatkan kecelakaan kerja, biaya pengobatan akan diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

2. Fasilitas Pendidikan

Perusahaan menyediakan beasiswa bagi anak-anak karyawan yang berprestasi disekolahnya. Selain itu, perusahaan mengadakan pengembangan Sumber Daya Manusia melalui pelatihan, pendidikan, pembinaan dan pemantapan budaya perusahaan. Hal ini bertujuan untuk memberi kesempatan belajar kepada karyawan mengembangkan diri sesuai kemampuannya.

3. Fasilitas Asuransi

Perusahaan memberikan fasilitas asuransi BPJS untuk memberikan jaminan sosial dan memberikan perlindungan kepada karyawan terhadap hal yang tidak diinginkan.

4. Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil dan supir untuk kegiatan operasional, serta transportasi bus antar jemput karyawan, baik karyawan non-shift maupun karyawan shift.

5. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan. Fasilitas makan ini sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan.

6. Fasilitas Peribadahan

Perusahaan menyediakan tempat ibadah seperti musholah di area pabrik.

7. Fasilitas Tunjangan Lain

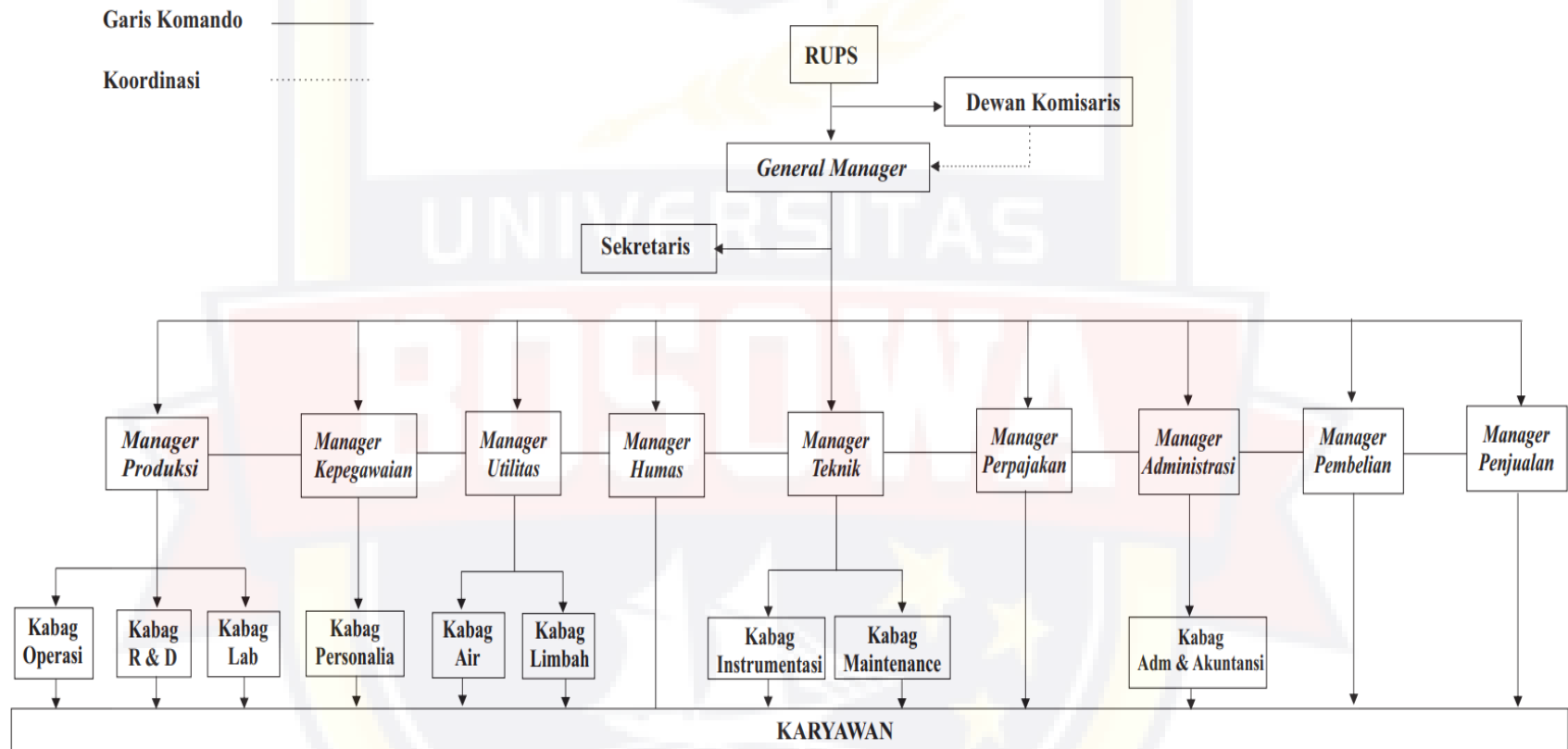
- Perusahaan memberikan tunjangan-tunjangan berupa :
- Tunjangan Hari Raya (THR) bagi semua karyawan.
- Bonus tahunan bila produksi melebihi target yang sudah ditetapkan.
- Tunjangan hari tua yang dibayarkan sekaligus.
- Tunjangan perjalanan dinas.
- Pakaian kerja yang diberikan kepada karyawan sebanyak 2 pasang seragam harian dan 1 wear pack untuk karyawan produksi dan teknik pertahunnya
- Peralatan safety untuk menjaga keselamatan kerja. Karyawan pabrik diberikan peralatan safety berupa safety helmet, safety shoes, masker, glove, dan alat-alat safety lainnya.

8. Fasilitas Cuti

Perusahaan memberikan kesempatan kepada karyawan untuk beristirahat sesuai waktu yang telah ditentukan. Oleh karena itu, perusahaan memberikan waktu cuti karyawan berupa :

- Cuti tahunan, yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun. Cuti ini diberikan kepada karyawan yang masa kerjanya minimal 1 tahun.
- Cuti sakit, diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN PABRIK PEMBUATAN *PHTHALIC ANHYDRIDE*



Gambar 9.1 Struktur Organisasi

BAB X. EVALUASI EKONOMI

Pada perancangan pabrik *phthalic anhydride* akan dilakukan evaluasi ekonomi yang bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik nitrobenzen menguntungkan atau tidak serta layak atau tidak untuk didirikan. Sehingga perhitungan evaluasi ekonomi yang perlu diperhatikan dalam penyajian sebagai berikut.

1. Modal (Capital Investment) meliputi modal tetap (Fixed Capital Investment) dan modal kerja (Working Capital Investment)
2. Biaya Produksi (Manufacturing Cost) meliputi biaya produksi langsung (Direct manufacturing Cost), biaya produksi tak langsung (Indirect Manufacturing Cost), biaya tetap (Fixed Manufacturing Cost), dan pengeluaran umum (General Cost).
3. Analisa Kelayakan Ekonomi, meliputi Return on Investment (ROI), Pay Out Time (POT), Break Even Point (BEP), Shut Down Point (SDP), Discounted Cash Flow (DCF).

10.1 Total Capital Investment (TCI)

Total Capital Investment adalah jumlah modal yang harus dikeluarkan untuk mendirikan suatu pabrik dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. Dari hasil perhitungan diperoleh TCI sebesar Rp 206.506.372.337,-. Secara garis besar TCI dapat dibagi menjadi 2, yaitu:

10.1.1 Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed capital investment adalah modal atau biaya yang diperlukan untuk membangun suatu pabrik, dimana terbagi menjadi dua yaitu direct cost dan indirect cost. Biaya - biaya tersebut meliputi biaya perancangan, pengadaan alat, pemasangan alat dan fasilitas-fasilitas penunjang lainnya, sehingga pabrik bisa beroperasi. Berdasarkan hasil perhitungan FCI, didapatkan sebesar Rp 175.530.416.486,-

10.1.2 Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi). Dalam hasil perhitungan diperoleh yaitu Rp 20.650.637.234,-

10.2 Total Production Cost (TPC)

Total production cost adalah total biaya produksi suatu pabrik. Setelah dilakukan perhitungan pada pabrik *phthalic anhydride* didapatkan sebesar Rp 448.187.921.490,-. Pada pabrik ini total biaya produksi ini terbagi menjadi 2 yaitu, manufacturing cost dan general expense.

10.2.1 Manufacturing Cost (MC)

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan untuk mengolah bahan baku menjadi bahan jadi. MC terdiri dari Direct Manufacturing Cost (DMC), Fixed Charges/Fixed Manufacturing Cost (FMC) dan Plant Overhead Cost (POC). Dari hasil perhitungan MC diperoleh Rp 328.839.685.447,-

10.2.2 General Expense

General expense adalah biaya yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran, distribusi, penelitian dan pengembangan, pajak pendapatan. Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh general expense sebesar Rp 113.190.029.952,-

10.3 Pendapatan Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas atau dikenal dengan Break Even Point (BEP), maka perlu diadakan penafsiran terhadap:

10.3.1 Biaya Tetap (Fixed Cost)

Biaya tetap adalah biaya yang tidak tergantung dari laju produksi. Biaya tetap terdiri dari depresiasi, asuransi dan biaya pajak. Adapun dari hasil

perhitungan diperoleh sebesar Rp 22.818.954.143,-.

10.3.2 Biaya Semi Variabel (*Regulated Cost*)

Biaya semi variabel adalah biaya yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, terdiri dari upah pekerja operasi, plant overhead, direct supervisory, biaya laboratorium, general expenses, maintenance, dan plant supplies. Dari hasil perhitungan diperoleh sebesar Rp 136.113.148.689,-.

10.3.3 Biaya Variabel (*Variable Cost*)

Biaya variabel adalah semua biaya yang dikeluarkan, berbanding lurus dengan laju produksi, terdiri dari biaya bahan baku dan biaya utilitas. Dari hasil perhitungan diperoleh sebesar Rp 244.349.449.009,-

10.4 Analisa Kelayakan

10.4.1 Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan. Dengan :

ROI sebelum pajak : 25,53%

ROI sesudah pajak : 17,87%

10.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang dibutuhkan (dalam tahun) untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan. Dengan : POT sebelum pajak : 2,8 tahun POT sesudah pajak : 3,5 tahun.

10.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah kondisi dimana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produksi yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik

dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. BEP terjadi pada kapasitas 10.375,16 ton/tahun (41.50%).

10.4.4 Shut Down Point (SDP)

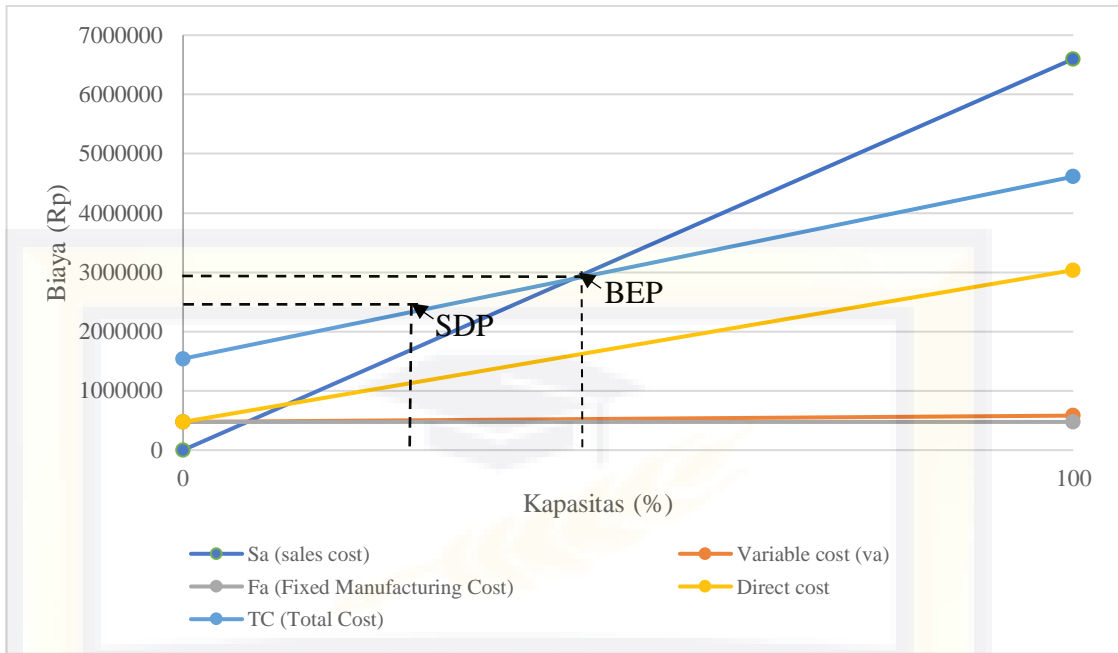
Shut Down Point adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik memproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan fixed capital investment, maka pada keadaan tersebut pabrik sebaiknya tidak dioperasikan lagi. Adapun untuk SDP terjadi pada kapasitas 6.655,76 ton/tahun (26,62%).

10.4.5 Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted Cash Flow merupakan interest rate yang diperoleh ketika seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan apabila nilainya lebih dari 2 kali bunga peminjaman di bank. Adapun DCF yang diperoleh sebesar 17,56%

Tabel 10.1 Kesimpulan Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisis	Hasil	Tolak Ukur	Sumber Pustaka
ROI			
Sebelum Pajak	25,53%	<44%(Low risk)	Aries & Newton 1955
Sesudah Pajak	17,87%		
POT			
Sebelum Pajak	2,8 tahun	2-5 tahun (Low risk)	Aries & Newton 1955
Sesudah Pajak	3,5 tahun		
BEP	41,50%	40-60%	Aries & Newton 1955
SDP	26,62%		
DCF	17,56%	>Bunga bank (6,3%)	http://bi.go.id



Gambar 10.1 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi



BAB XI. KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan Pra Perancangan Pabrik *Phthalic Anhydride* dari *Orthoxylene* dan udara, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Berdasarkan pertimbangan terhadap permintaan *phthalic anhydride* yang diperkirakan akan terus meningkat, maka direncanakan pabrik pembuatan *phthalic anhydride* dari *orthoxylyene* dan udara dengan oksidasi *orthoxylyene* berkapasitas 25.000 ton/tahun. Dimana diharapkan dapat memenuhi kebutuhan *phthalic anhydride* di dalam negeri.
2. Berdasarkan pertimbangan terhadap penyediaan bahan baku, pemasaran bahan baku dan lingkungan, maka pabrik akan didirikan di Kecamatan Laren. Kota Lamongan Jawa Timur.
3. Hasil analisis kelayakan ekonomi pabrik *phthalic anhydride* dari *Orthoxylene* dan udara kapasitas 25.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :
 - a. Keuntungan sebelum pajak : Rp 44.818.792.149
 - b. Keuntungan sesudah pajak : Rp 31.373.154.504
 - c. ROI sebelum pajak : 25,53%
 - d. ROI sesudah pajak : 17,87%
 - e. POT sebelum pajak : 2,8tahun
 - f. POT sesudah pajak : 3,5tahun
 - g. BEP : 41,50%
 - h. SDP : 26,62%
 - i. DCF : 17,56%

Dari analisa hasil ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Pra Perancangan Pabrik *phthalic anhydride* dari *Orthoxylene* dan Udara dengan Kapasitas 25.000 ton/tahun ini layak ditindak lanjuti untuk didirikan.

11.2 Saran

Perlunya dikaji lebih lanjut lagi tentang penanganan terhadap limbah gas yang dihasilkan pada proses produksi *phthalic anhydride*, seperti perancangan alat untuk mengolah limbah yang dihasilkan.

DAFTAR PUSTAKA

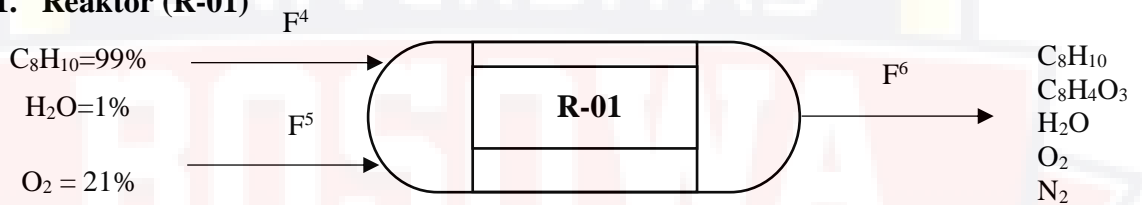
- Aries, R. S., & Newton, R. D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Astuti, B. C. (2015). Kualitas Air Sumur Desa Bantaran Sungai Bengawan Solo Berdasarkan Aspek Kemasyarakatan dan Standar Menteri Kesehatan. *Jurnal Matematika, Sains, dan Teknologi*, 16(1):18–25
- Badan Pusat Statistik, 2017-2022. *data ekspor dan phthalic anhydride* [Online]: <https://www.bps.go.id/exim/>
- Brownell, L.E. Young, E.H, 1959. *Process Equipment Design*. Wilay Eastern Ltd, New York.
- Degremont. 1991. *Water Treatment Hadbook. 5th Edition*, New York: John Wiley & Sons.
- Diayoe, 2007. *Manufacturing of Phthalic Acid Anhydride*. www.diayoe.com
- Foust, A.S 1979. *Principle of Unit Operation 3rd Edition*, Jhon Willey & Sons, Inc, London.
- Foust, A, S, 1980, “Principles Of Unit Operation, 2nd Edition”. Allyn Bacon, Inc, New York.
- Geankoplis, C. J. 1980. *Transport Processes and Unit Operations Third Edition. : Prentice-Hall International*. United States of America.
- Geankoplis, C. J. 2003. *Transport Process and Separation Process Principles*. 4th Edition. New Jersey: Prentice-Hall.
- Hill, Charles G. 1977. *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*. Canada: John Wiley & Sons, Inc.
- Kato, M. 2004. *SIDS Initial Assesment Profile Calcium Hypochlorite*. Paris
- Kirk, R.E, Othmer, D.F, 1967. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, Vol.18, The Intescience Publisher Division of Jhon Willey & Sons Inc, New York.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Education, London.
- Lorch, Walter, 1981, “Handbook of Water Purification, Britain”, Mc Graw-Hill Book Company, Inc.
- Manulang, M. (Alih Bahasa, 1982, *Dasar – dasar Marketing Modern, Edisi I*. Yogyakarta : Penerbit Liberty
- Metcalf and Eddy Inc. 1991. *Waste Water Engginering Treatment Disposat and Reuse*. *Mc Graw-Hill Book company*, New York.
- Mulyadi. 2013. Pb dan Cu pada Badan Air dan Tanah Sawah Sub-Das Solo Hilir Kabupaten Lamongan. Balai Penelitian Lingkungan Pertanian. Jawa Tengah.

- Nababan, B. W. 2017. *Performansi dan Temperatur Ruang Bakar Mesin Diesel yang Menggunakan Bahan Bakar Campuran Solar-Biodiesel Minyak Kedelai*. Skripsi. Medan: Universitas Sumatera Utara.
- Naddaf, A., & Heris, S. Z. 2019. *Density and rheological properties of different nanofluids based on diesel oil at different mass concentrations*. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 135(2), 1229-1242.
- Perry, R.H. and Green, D., 1997, *Perry's Chemical Engineer Handbook 7th ed*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Perry, Robert H. dan Dow W. Green. 1999. *Chemical Engineering Handbook. 8th Edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, M. S. dan K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*. 4th Edition. McGraw-Hill Inc. New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5 th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Perry, R.H. dan Don W. Green. 2008. *Chemical Engineers's Handbook 8th Edition*. McGraw-Hill Education, Amerika.
- Reklaitis, G.V., 1987, *Introduction to Material and Energy Balance*, Mc Graw-Hill Book Company, New York.
- Sularso, & Tahara, Haruo. 2000. *Pompa dan Kompresor*. Jakarta : PT. Pradnya Paramita
- Smith, J.M., H.C. Van Ness, M.M Abbot. 196. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 6th Ed. McGraw-Hill Companies Inc, New York.
- Timmerhaus, K. D. dan Peters, Max S. 2004. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4 th Ed. McGraw-Hill Inc, Singapur. for Chemical Engineers. 4th Ed. McGraw-Hill Inc, Singapur.
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- UNEP, 2007. *Manufacturing of Phthalic Acid Anhydride*. www.unep.com
- Wibowo Heri Prasetyo Eko, Tarzan Purnomo. Reni Ambarwati. 2014. *Kualitas Perairan Sungai Bengawan Solo di Wilayah Kabupaten Bojonegoro Berdasarkan Indeks Keanekaragaman Plankton*. Fakultas MIPA jurusan Biologi Universitas Negeri Surabaya.
- Wallas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann. USA.
- Yaws, C.L., 1988, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Book Co., New York
- Yaws, C. L., 1999. *Chemical Properties, 2th ed*. New York: Mc. Graw Hill Book Company Inc.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

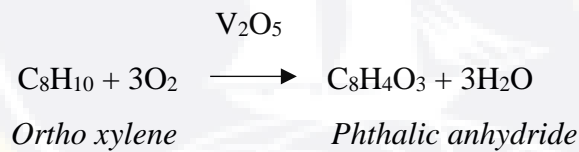
Kapasitas produksi	= 25.000 ton/tahun
Operasi pabrik	= 330 hari
Jam operasi	= 24 jam
Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Kapasitas Produksi/jam	$= \frac{25.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ kg}}{24}$
	= 3.156,5657 kg/jam
Kemurnian produk	= 99,8%

1. Reaktor (R-01)



(UNEP, 2009)

Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah reaksi oksidasi,



Kapasitas produksi	= 3.156,5657 kg/jam
H ₂ O dalam produk	= 0,2 %
	= 0,2% x 3.156,5657 kg/jam
	= 6,3131 kg/jam

Maka,

C ₈ H ₄ O ₃	= 3.156,5657 – 6,3131
	= 3.150,2526 kg/jam

Dimana,

BM C ₈ H ₄ O ₃	= 148 kg/kmol
---	---------------

Dengan demikian,

$$\begin{aligned} N_{C_8H_{10}} &= \frac{3.150,2526}{148 \text{ kg/kmol}} \\ &= 21,2855 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan reaksi diperoleh,

$$N_{C_8H_{10}} \text{ yang dibutuhkan} = 21,2855 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } x &= 99\% \\ &= \frac{21,2855}{0,99} \\ &= 21,5005 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{BM } C_8H_{10} = 106 \text{ kmol/jam}$$

Maka,

$$\begin{aligned} N_{C_8H_{10}} \text{ yang dibutuhkan} &= 21,5005 \text{ kmol/jam} \times 106 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.279,0535 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Laju reaksi}(r) = \frac{x \cdot N_{C_8H_{10}}}{\sigma}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } \sigma &= \text{koefisien } C_8H_{10} \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju reaksi (r)} &= \frac{0,99 \times 2279,0535}{1} \\ &= 21,2855 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O_2 \text{ yang dibutuhkan} &= 3 \times 21,5005 \text{ kmol/jam} \\ &= 64,5015 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{BM } O_2 = 32 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} F_{O_2} &= 64,5015 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.064,0485 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ yang dihasilkan} &= 3 \times 21,2855 \text{ kmol/jam} \\ &= 63,8565 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{BM } H_2O = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^{\text{hasil reaksi}} &= 63,8565 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 1.149,4170 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa total} &= F^6 \\ &= F^4 + F^5 \end{aligned}$$

$$\text{Neraca massa masuk} = F^4 + F^5$$

Alur 4, F^4

$$\begin{aligned} F_{C_8H_{10}}^4 &= 99\% \\ &= 2.279,0535 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^4 &= 1\% \\ &= \frac{1}{99} \times 2.279,0535 \text{ kg/jam} \\ &= 23,0207 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{total}^4 &= F_{C_8H_{10}}^4 + F_{H_2O}^4 \\ &= 2.279,0535 \text{ kg/jam} + 23,0207 \text{ kg/jam} \\ &= 2.302,0742 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 5, F^5

$$\begin{aligned} F_{O_2}^5 = F_{O_2} &= 2.064,0485 \text{ kg/jam} \\ F_{N_2}^5 &= \frac{79}{21} \times 2.064,0485 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 7.764,7538 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} F_{total}^5 &= 2.064,0485 \text{ kg/jam} + 7.764,7538 \text{ kg/jam} \\ &= 9.828,8023 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa masuk} &= F^4 + F^5 \\ &= 2.302,0742 \text{ kg/jam} + 9.828,8023 \text{ kg/jam} \\ &= 12.130,8765 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Neraca massa keluar} &= F^6 \\ F_{C_8H_{10}}^6 &= F_{C_8H_{10}}^4 - r \times \text{BM } C_8H_{10} \\ &= 2.279,0535 \text{ kg/jam} - (21,2855 \text{ kmol/jam} \times 106 \\ &\quad \text{kg/kmol}) \\ &= 22,7905 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

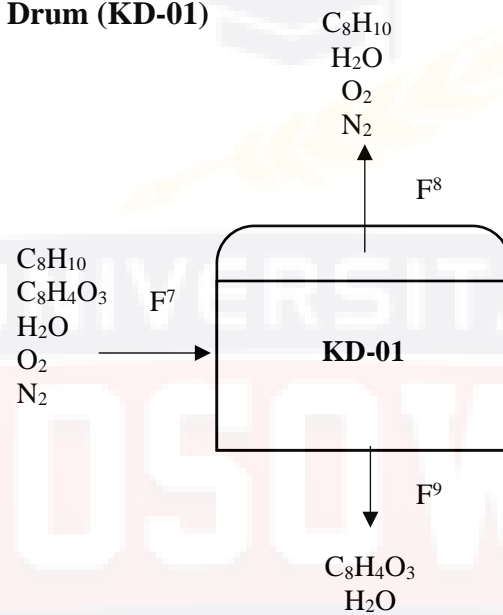
$$\begin{aligned} F_{O_2}^6 &= F_{O_2}^5 - r \times \text{BM } O_2 \\ &= 2.064,0485 - [3(21,2855 \text{ kmol/jam}) \times 32 \text{ kg/mol}] \\ &= 20,6420 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{N_2}^6 &= F_{N_2}^5 \\ &= 7.764,7538 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{H_2O}^6 &= F_{H_2O}^4 + F_{H_2O}^{\text{hasil reaksi}} \\ &= 23,0207 \text{ kg/jam} + 1.149,4170 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.172,4377 \text{ kg/jam} \\
 F_{C_8H_4O_3}^6 &= 3.150,2526 \text{ kg/jam} \\
 \text{Neraca massa keluar} &= F_{C_8H_{10}}^6 + F_{O_2}^6 + F_{N_2}^6 + F_{H_2O}^6 + F_{C_8H_4O_3}^6 \\
 &= 22,7905 \text{ kg/jam} + 20,6420 \text{ kg/jam} + 7.764,7538 \\
 &\quad \text{kg/jam} + 1.172,4377 \text{ kg/jam} + 3.150,2526 \text{ kg/jam} \\
 &= 12.361,8766 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Knock Out Drum (KD-01)



$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa total} &= F^7 \\
 &= F^8 + F^9
 \end{aligned}$$

Alur 7, F^7 dimana *phthalic anhydride* ($C_8H_4O_3$) dan sebagian air terkondensasi menjadi cairan, sementara sisa produk tetap dipertahankan dalam fase uap untuk dipisahkan pada *knock out drum*.

$$\begin{aligned}
 F^7 &= F^6 \\
 F_{C_8H_{10}}^7 &= F_{C_8H_{10}}^6 = 22,7905 \text{ kg/jam} \\
 F_{O_2}^7 &= F_{O_2}^6 = 20,6420 \text{ kg/jam} \\
 F_{N_2}^7 &= F_{N_2}^6 = 7.764,7538 \text{ kg/jam} \\
 F_{H_2O}^7 &= F_{H_2O}^6 = 1.172,4377 \text{ kg/jam} \\
 F_{C_8H_4O_3}^7 &= F_{C_8H_4O_3}^6 = 3.150,2526 \text{ kg/jam} \\
 F_{total}^7 &= F_{total}^6 = 12.130,8766 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 8, F^8 adalah alur sisa produk yang telah dipisahkan pada *knock out drum* berdasarkan perbedaan fasa, sementara produk dalam fasa cair dialirkan melalui alur 9.

$$\begin{aligned}
 F_{C_8H_{10}}^8 &= F_{C_8H_{10}}^7 = 22,7905 \text{ kg/jam} \\
 F_{O_2}^8 &= F_{O_2}^7 = 20,6405 \text{ kg/jam} \\
 F_{N_2}^8 &= F_{N_2}^7 = 7.764,7538 \text{ kg/jam} \\
 F_{H_2O}^8 &= F_{H_2O}^7 - F_{H_2O}^9 = 1.172,4377 \text{ kg/jam} - 6,3131 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.166,1246 \text{ kg/jam} \\
 F_{total}^8 &= F_{C_8H_{10}}^8 + F_{O_2}^8 + F_{N_2}^8 + F_{H_2O}^8 \\
 &= 22,7905 \text{ kg/jam} + 20,6405 \text{ kg/jam} + 7.764,7538 \\
 &\quad \text{kg/jam} + 1.166,1246 \text{ kg/jam} \\
 &= 8.974,3109 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 9, F^9

Alur 9 merupakan alur *phthalic anhydride* ($C_8H_4O_3$) dan sebagian air yang tidak teruapkan. Kemurnian *phthalic anhydride* ($C_8H_4O_3$) adalah 99,8 %.

$$\begin{aligned}
 F_{C_8H_{10}}^9 &= 3.150,2526 \text{ kg/jam} \\
 F_{H_2O}^9 &= \frac{0,2}{99,8} \times 3.150,2526 \text{ kg/jam} \\
 &= 6,3131 \text{ kg/jam} \\
 F_{total}^9 &= 3.150,2526 \text{ kg/jam} + 6,3131 \text{ kg/jam} \\
 &= 3.156,5657 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca massa total} &= F^7 \\
 &= F^8 + F^9 \\
 \text{Neraca massa masuk} &= F^7 \\
 F^7 = F^6 &= 12.361,8766 \text{ kg/jam} \\
 \text{Neraca massa keluar} &= F^8 + F^9 \\
 &= 8.974,3109 \text{ kg/jam} + 3.156,5657 \text{ kg/jam} \\
 &= 12.361,8766 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

NERACA PANAS

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Satuan : kkal/jam

Temperatur referensi : 25°C = 298 K

Perhitungan Kapasitas Panas (Cp)

Rumus yang digunakan adalah dari Yaws I Carl, sebagai berikut :

$$C_p = A + B (T) + C(T^2) + D (T^3) + E (T^4)$$

Tabel B.1 Data Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₈ H ₁₀	0,182	5,13E-01	-2,02E-04	-2,16E-08	2,32E-11
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-178E-08	3,69E-12
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
C ₈ H ₄ O ₃	40,083	3,60E-02	9,60E-04	-1,23E-06	4,66E-10

(Yaws, "Chemical Properties Handbook")

Tabel B.2 Data Kapasitas Panas Liquid

Komponen	A	B	C	D
C ₈ H ₁₀	56,46	9,49E-01	-2,49E-03	2,68E-06
H ₂ O	92,05	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
C ₈ H ₄ O ₃	-105,62	1,98E-02	-2,49E-03	-2,68E-06

(Yaws, "Chemical Properties Handbook")

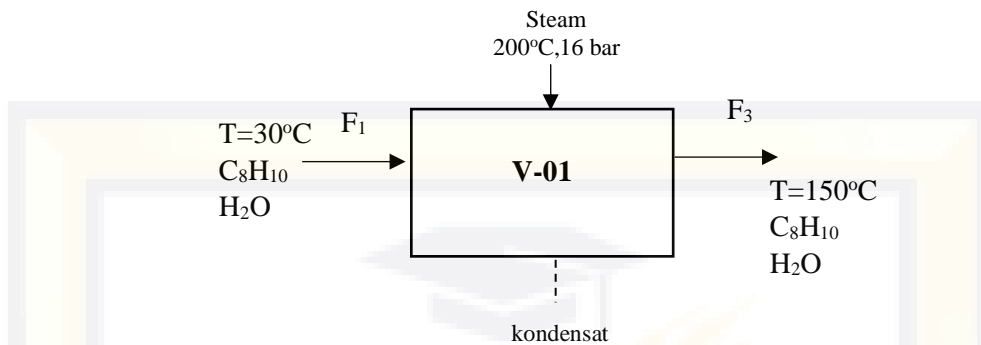
Tabel B.3 Data Kapasitas Panas solid

Komponen	A	B	C
C ₈ H ₄ O ₃	26,32	0,3906	0,0002
H ₂ O	9,695	7,50E-02	-1,56E-05

(Yaws, "Chemical Properties Handbook")

1. Vaporizer (V-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya penguapan ortho xylene dari fasa cair jadi uap



Panas Masuk Alur 1 pada suhu ($30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$)

- C_8H_{10} fase cair

$$\int_{T_r}^T C_p dT = \int_{298}^{303} 56,46 \times (303 - 298) + \frac{9,03 \times 10^{-1}}{2} (303^2 - 298^2) - \frac{2,49 \times 10^{-3}}{3} (303^3 - 298^3) + \frac{2,68 \times 10^{-6}}{4} (303^4 - 298^4) = 935,348 \text{ kJ/kmol} = 223,5482 \text{ kkal/kmol}$$

- H_2O Fase cair

$$\int_{T_r}^T C_p dT = \int_{298}^{303} 92,053 (303 - 298) - \frac{4,00 \times 10^{-1}}{2} (303^2 - 298^2) - \frac{2,11 \times 10^{-4}}{3} (303^3 - 298^3) + \frac{5,35 \times 10^{-7}}{4} (303^4 - 298^4) = 374,7045 \text{ kJ/kmol} = 89,5544 \text{ kkal/kmol}$$

Panas masuk pada alur 1, $Q^1 = \sum_{masuk}^1 N C_p dT$ (Reklaitis, 1983).

$$Q_{total}^1 = Q_{\text{C}_8\text{H}_{10}}^1 + Q_{\text{H}_2\text{O}}^1$$

$$Q_{\text{C}_8\text{H}_{10}}^1 = N_{\text{C}_8\text{H}_{10}}^1 \int_{298}^{303} C_p dT$$

$$= 21,5005 \text{ kmol} \times 223,5482 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 4.806,3986 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O}^1 &= N_{H_2O}^1 \int_{298}^{303} C_p dT \\
 &= 1,2789 \text{ kmol/jam} \times 89,5544 \text{ kkal/kmol} \\
 &= 114,5338 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{total}^1 &= 4.806,3986 \text{ kkal/jam} + 114,5338 \text{ kkal/kmol} \\
 &= 4.920,9324 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.1 Perhitungan panas masuk; Q¹ pada V-01

Komponen	N kmol/jam	C _p dT ; kkalJ/kmol	Q; kkal/jam
C ₈ H ₁₀	21,5005	223,5482	4.806,3986
H ₂ O	1,2789	114,5338	114,5338
Total			4.920,9324

Panas Keluar Alur 3 pada suhu (150°C = 423 K)

- C₈H₁₀ fase gas

$$\begin{aligned}
 \int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{423} 0,182 (423 - 298) + \frac{5,13 \times 10^{-1}}{2} (423^2 - 298^2) \\
 &\quad - \frac{2,02 \times 10^{-4}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{2,16 \times 10^{-8}}{4} (423^4 - 298^4) \\
 &\quad + \frac{2,32 \times 10^{-11}}{5} (423^5 - 298^5) \\
 &= 19.764,87 \text{ kJ/kmol} = 4.723,8034 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

- H₂O fase gas

$$\begin{aligned}
 \int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{423} 3,4047 \times 10^1 (423 - 298) - \frac{9,65064 \times 10^{-3}}{2} (423^2 - 298^2) \\
 &\quad + \frac{3,29983 \times 10^{-5}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{2,04467 \times 10^{-8}}{4} (423^4 \\
 &\quad - 298^4) + \frac{4,3022 \times 10^{-12}}{5} (423^5 - 298^5) \\
 &= 4.253,69 \text{ kJ/kmol} = 1.300,2025 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Panas keluar pada alur 3, $Q^3 = \sum_{keluar}^3 NCpdT$ (Reklaitis, 1983).

$$Q_{total}^1 = Q_{C_8H_{10}}^1 + Q_{H_2O}^1$$

$$Q_{C_8H_{10}}^1 = N_{C_8H_{10}}^1 \int_{298}^{423} Cp dT$$

$$= 21,5005 \text{ kmol/jam} \times 4.723,8034 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 101.564,1593 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{H_2O}^3 = N_{H_2O}^1 \int_{298}^{423} Cp dT$$

$$= 14,0682 \text{ kmol/jam} \times 1.016,6329 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 1.300,2025 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{total}^1 = 101.564,1593 \text{ kkal/jam} + 1.300,2025 \text{ kkal/jam}$$

$$= 102.864,3617 \text{ kkal/jam}$$

Tabel LB.2 Perhitungan panas keluar; Q^3 pada V-01

Komponen	N kmol/jam	CpdT ; kkal/kmol	Q; kkal/jam
C ₈ H ₁₀	21,5005	6.984,6845	101.564,1593
H ₂ O	1,2789	1.016,4411	1.300,2025
Total			102.864,3617

$$Q_{need} = Q_{keluar} - Q_{masuk}$$

$$= 102.864,3617 - 4.920,9324 \text{ kkal/jam}$$

$$= 97.943,4293 \text{ kkal/jam}$$

Agar temperatur pada V-01 menjadi 150°C maka perlu ditambahkan steam, steam yang digunakan pada 200°C; 16 bar dari steam tabel diperoleh panas laten steam (λ) = 1.933,2 kJ/kg = 462,488 kkal/kg

$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan; } m = \frac{dQ/dT}{\lambda} = \frac{97.943,4293}{462,488} = 211,7750 \text{ kg/jam}$$

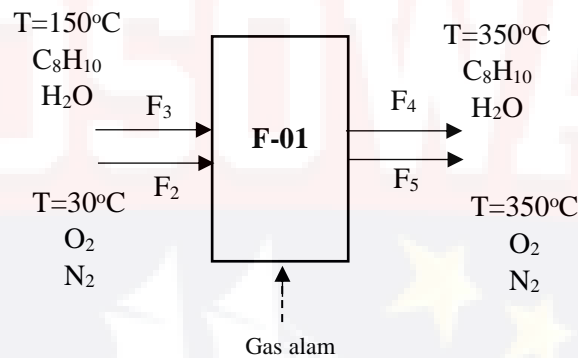
Dalam proses ini steam yang digunakan mengeluarkan panas laten terhadap bahan, hal ini dikarenakan wujud bahan cair pada alur 1 mengalami perubahan menjadi uap pada alur 3.

Tabel LB.3 Neraca Panas pada Varporizer (V-01)

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
C ₈ H ₁₀	4.806,3986	101.564,1593
H ₂ O	114,5338	1.300,2025
Subtotal	4.920,9324	102.864,3617
Steam	97.943,4293	-
Total	102.864,3617	102.864,3617

2. Furnace (F-01)

Fungsi : Untuk memanaskan *Ortho xylene* dan udara menjadi temperatur 350°C



A. Panas masuk F-01

Alur F₃ = 102.864,3617 kkal/jam

Alur F₂ panas masuk pada Suhu (30°C = 303 K):

- O₂ fase gas

$$\begin{aligned}
 \int_{T_r}^T C_p dT &= \int_{298}^{303} 29,526 (303 - 298) - \frac{8,90 \times 10^{-3}}{2} (303^2 - 298^2) \\
 &+ \frac{3,81 \times 10^{-5}}{3} (303^3 - 298^3) - \frac{3,26 \times 10^{-8}}{4} (303^4 - 298^4) \\
 &+ \frac{8,86 \times 10^{-12}}{5} (303^5 - 298^5) \\
 &= 147,2793 \text{ kJ/kmol} = 35,2257 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

- N₂ fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{303} 29,342 (303 - 298) - \frac{3,54 \times 10^{-3}}{2} (303^2 - 298^2) + \frac{1,01 \times 10^{-5}}{3} (303^3 - 298^3) - \frac{4,31 \times 10^{-9}}{4} (303^4 - 298^4) + \frac{2,59 \times 10^{-13}}{5} (303^5 - 298^5)$$

$$= 145,5242 \text{ kJ/kmol} = 34,7426 \text{ kkal/kmol}$$

Panas masak pada alur 2, $Q^2 = \sum_{masuk}^2 N C_p dT$ (Reklaitis, 1983).

$$Q_{total}^2 = Q_{O_2}^2 + Q_{N_2}^2$$

$$Q_{O_2}^2 = N_{O_2}^2 \int_{298}^{303} C_p dT$$

$$= 64,5015 \text{ kmol/jam} \times 35,22577 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 2.272,1161 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{N_2}^2 = N_{N_2}^2 \int_{298}^{303} C_p dT$$

$$= 277,3126 \text{ kmol/jam} \times 34,7426 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 9.634,5858 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{total}^2 = 2.272,1161 \text{ kkal/jam} + 9.634,5858 \text{ kkal/jam}$$

$$= 11.906,7019 \text{ kkal/jam}$$

Tabel LB.4 Perhitungan panas masuk ; Q² pada F-01

Komponen	N kmol/jam	C _p dT ; kkal/kmol	Q; kkal/jam
O ₂	64,5015	35,2257	2.272,1161
N ₂	277,3126	34,7426	9.634,5858
Total			11.906,7019

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas masuk pada V-01} &= Q_{3\text{total}} + Q_{2\text{total}} \\
 &= (102.864,3617 + 11.906,7019) \\
 &= 114.771,0636 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

A. Panas Keluar F-01 pada suhu (350°C=623K)

Alur 4

- C₈H₁₀ fase gas

$$\begin{aligned}
 \int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{623} 0,182 (623 - 298) + \frac{5,13 \times 10^{-1}}{2} (623^2 - 298^2) \\
 &\quad - \frac{2,02 \times 10^{-4}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{2,16 \times 10^{-8}}{4} (623^4 - 298^4) \\
 &\quad + \frac{2,32 \times 10^{-11}}{5} (623^5 - 298^5) \\
 &= 62.004,5233 \text{ kJ/kmol} = 14.819,08106 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

- H₂O fase gas

$$\begin{aligned}
 \int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{623} 3,4047 \times 10^1 (623 - 298) - \frac{9,65064 \times 10^{-3}}{2} (623^2 - 298^2) \\
 &\quad + \frac{3,29983 \times 10^{-5}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{2,04467 \times 10^{-8}}{4} (623^4 \\
 &\quad - 298^4) + \frac{4,3022 \times 10^{-12}}{5} (623^5 - 298^5) \\
 &= 11.346,3616 \text{ kJ/kmol} = 2.711,7804 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Panas keluar pada alur 4, $Q^4 = \sum_{keluar}^4 N C_p dT$ (Reklaitis, 1983).

$$Q_{total}^4 = Q_{C_8H_{10}}^4 + Q_{H_2O}^4$$

$$Q_{C_8H_{10}}^4 = N_{C_8H_{10}}^4 \int_{298}^{623} C_p dT$$

$$= 21,5005 \text{ kmol/jam} \times 14.819,08106 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 318.617,7271 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{H_2O}^4 = N_{H_2O}^4 \int_{298}^{623} C_p dT$$

$$= 1,2789 \text{ kmol/jam} \times 2.711,7804 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 3.468,1777 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{total}^4 = 318.617,7271 \text{ kkal/jam} \times 3.468,1777 \text{ kkal/jam}$$

$$= 322.085,9048 \text{ kkal/jam}$$

Tabel LB.5 Perhitungan panas keluar ; Q⁴ pada F-01

Komponen	N kmol/jam	C _p dT ; kkal/kmol	Q; kkal/jam
C ₈ H ₁₀	21,5005	14.819,0810	318.617,7271
H ₂ O	14,0682	2.711,7804	3.468,1777
Total			322.085,9048

Alur 5

- O₂ fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{623} 29,526 (623 - 298) - \frac{8,90 \times 10^{-3}}{2} (623^2 - 298^2)$$

$$+ \frac{3,81 \times 10^{-5}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{3,26 \times 10^{-8}}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$+ \frac{8,86 \times 10^{-12}}{5} (623^5 - 298^5)$$

$$= 9.995 \text{ kJ/kmol} = 2.378,8936 \text{ kkal/kmol}$$

- N₂ fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{623} 29,342 (623 - 298) - \frac{3,54 \times 10^{-3}}{2} (623^2 - 298^2)$$

$$+ \frac{1,01 \times 10^{-5}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{4,31 \times 10^{-9}}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$+ \frac{2,59 \times 10^{-13}}{5} (623^5 - 298^5)$$

$$= 9.580,5448 \text{ kJ/kmol} = 2.289,1696 \text{ kkal/kmol}$$

Panas keluar pada alur 5, $Q^5 = \sum_{masuk}^5 NCpdT$ (Reklaitis,1983)

$$Q_{total}^5 = Q_{O_2}^5 + Q_{N_2}^5$$

$$Q_{O_2}^5 = N_{O_2}^5 \int_{298}^{623} CpdT$$

$$= 64,5015 \text{ kmol/jam} \times 2.378,8936 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 153.442,2453 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{N_2}^5 = N_{N_2}^5 \int_{298}^{623} CpdT$$

$$= 277,3126 \text{ kmol/jam} \times 2.289,1696 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 632.319,8620 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{total}^5 = 153.442,2453 \text{ kkal/jam} + 632.319,8620 \text{ kkal/jam}$$

$$= 785.762,1072 \text{ kkal/jam}$$

Tabel LB.6 Perhitungan panas keluar ; Q^5 pada F-01

Komponen	N kmol/jam	CpdT ; kkal/kmol	Q; kkal/jam
O ₂	64,5015	2.378,8936	153.442,2453
N ₂	277,3126	2.289,1696	632.319,8620
Total			785.762,1072

$$\text{Total panas keluar pada F-01} = (322.085,9048 + 785.762,1072) \text{ kkal/jam}$$

$$= 322.085,9048 \text{ kkal/jam}$$

$$dQ/dT = Q_{keluar} - Q_{masuk}$$

$$= 322.085,9048 \text{ kkal/jam} - 102.864,3617 \text{ kkal/jam}$$

$$= 993.076,9484 \text{ kkal/jam}$$

Agar temperatur pada F-01 menjadi 350°C maka digunakan bahan bakar gas alam memiliki HHV (High Heating Value) sebesar 1.035 Btu/ft³, densitas gas alam adalah 0,0448 lb/ft³, Perry, 1999.

$$\text{Panas laten gas alam } (\lambda) = \frac{1035 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3}}{0,0448 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 23.102,6786 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} = 12.808,1250 \text{ kkal/kg}$$

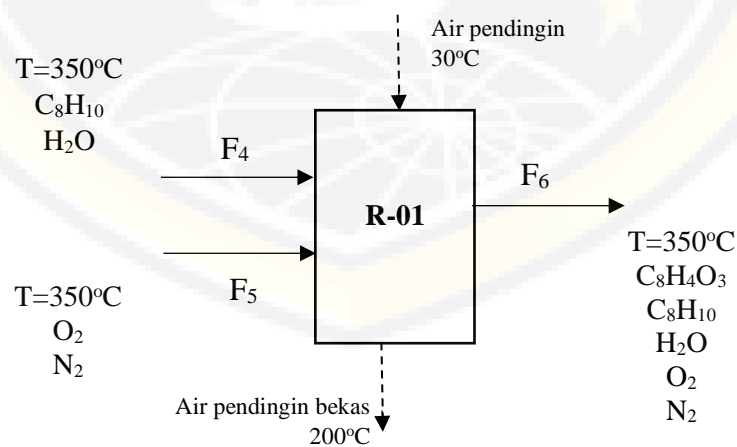
$$\text{Jumlah gas alam yang dibutuhkan; } m = \frac{993.076,9484 \text{ kkal/jam}}{12.808,1250 \text{ kkal/kg}} = 77,5349 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.7 Neraca Panas pada Furnace (F-01)

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
C ₈ H ₁₀	101.564,1593	318.617,7271
H ₂ O	1.300,2025	3.468,1777
O ₂	2.272,1161	153.442,2453
N ₂	9.634,5858	632.319,8620
Subtotal	114.771,0636	1.107.848,0121
Bahan bakar	993.076,9484	
Total	1.107.848,0121	1.107.848,0121

3. Reaktor (R-01)

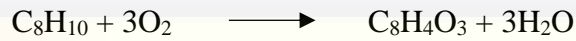
Fungsi : Untuk mereaksikan Ortho Xylene dengan udara untuk menghasilkan *phthalic anhydride* pada temperature 350°C



A. Panas Masuk pada suhu (350°C = 623K)

Panas masuk alur 4 dan 5 pada R-01 = 1.107.848,0121 kkal/jam

B. Panas Reaksi



Ortho xylene

Phthalic anhydride

Laju reaksi

= 21,2855 kmol/jam

Diketahui ΔH_f 25°C:

$$\Delta H_f \text{ C}_8\text{H}_{10} = 4,54 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 = -88,8 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -57,8 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta HR_{25^\circ\text{C}} = 3 \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} + \Delta H_f \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 - \Delta H_f \text{ C}_8\text{H}_{10}$$

$$= (3 (-57,8) + (-88,8)) - (4,54)$$

$$= -266,74 \text{ kkal/mol}$$

$$= -266.740 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta HR_{25^\circ\text{C}} \times r = -271.800 \text{ kkal/kmol} \times 21,2855 \text{ kmol/jam}$$

$$= -567.7694,27 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta HR_{350^\circ\text{C}} \times r = \Delta HR_{25^\circ\text{C}} \times r + \sum_{\text{produk}}^i NC_p dT - \sum_{\text{reak tan}}^i NC_p dT$$

$$= -567.7694,27 \text{ kkal/jam} + [N \text{ C}_8\text{H}_4\text{O} \times C_p \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 \text{ dT} +$$

$$3\text{NH}_2\text{O} \text{ Cpdt}] - [N\text{C}_8\text{H}_{10} \text{ Cpdt} + 3\text{NO}_2 \text{ Cpdt}]$$

$$= -567.7694,27 \text{ kkal/jam} + [21,2855 \times 0,1258 (623-298) +$$

$$63,8565 \times 2712,5718) - (0,2150 \times 11523,3155 +$$

$$64,5051 \times 2388,9826]$$

$$= -6.161.655,2528 \text{ kkal/jam}$$

C. Panas Keluar R-01 pada suhu(350°C = 623 K)

- C₈H₁₀ fase gas

$$\begin{aligned}\int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{623} 0,182 (623 - 298) + \frac{5,13 \times 10^{-1}}{2} (623^2 - 298^2) \\ &\quad - \frac{2,02 \times 10^{-4}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{2,16 \times 10^{-8}}{4} (623^4 - 298^4) \\ &\quad + \frac{2,32 \times 10^{-11}}{5} (623^5 - 298^5) \\ &= 62.004,5233 \text{ kJ/kmol} = 14.819,08106 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

- H₂O fase gas

$$\begin{aligned}\int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{623} 3,4047 \times 10^1 (623 - 298) - \frac{9,65064 \times 10^{-3}}{2} (623^2 - 298^2) \\ &\quad + \frac{3,29983 \times 10^{-5}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{2,04467 \times 10^{-8}}{4} (623^4 \\ &\quad - 298^4) + \frac{4,3022 \times 10^{-12}}{5} (623^5 - 298^5) \\ &= 11.346,3616 \text{ kJ/kmol} = 2.711,7804 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

- O₂ fase gas

$$\begin{aligned}\int_{Tr}^T C_p dT &= \int_{298}^{623} 29,526 (623 - 298) - \frac{8,90 \times 10^{-3}}{2} (623^2 - 298^2) \\ &\quad + \frac{3,81 \times 10^{-5}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{3,26 \times 10^{-8}}{4} (623^4 - 298^4) \\ &\quad + \frac{8,86 \times 10^{-12}}{5} (623^5 - 298^5) \\ &= 9.995 \text{ kJ/kmol} = 2.378,8936 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

- N₂ fase gas

$$\int_{T_r}^T C_p dT = \int_{298}^{623} 29,342 (623 - 298) - \frac{3,54 \times 10^{-3}}{2} (623^2 - 298^2) \\ + \frac{1,01 \times 10^{-5}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{4,31 \times 10^{-9}}{4} (623^4 - 298^4) \\ + \frac{2,59 \times 10^{-13}}{5} (623^5 - 298^5) \\ = 9.580,5448 \text{ kJ/kmol} = 2.289,1696 \text{ kkal/kmol}$$

- C₃H₄O₃ fase gas

$$\int_{T_r}^T C_p dT = \int_{298}^{623} 40,083 (623 - 298) - \frac{3,61 \times 10^{-2}}{2} (623^2 - 298^2) \\ + \frac{9,60 \times 10^{-4}}{3} (623^3 - 298^3) - \frac{1,23 \times 10^{-6}}{4} (623^4 - 298^4) \\ + \frac{4,66 \times 10^{-10}}{5} (623^5 - 298^5) \\ = 51.791,3917 \text{ kJ/kmol} = 12.378,1426 \text{ kkal/kmol}$$

Panas keluar pada alur 6, $Q^6 = \sum_{keluar}^6 N C_p dT$ (Reklaitis, 1983)

$$Q_{total}^6 = Q_{C_8H_4O_3}^6 + Q_{C_8H_{10}}^6 + Q_{H_2O}^6 + Q_{O_2}^6 + Q_{N_2}^6$$

$$Q_{C_8H_4O_3}^6 = N_{C_8H_4O_3}^6 \int_{298}^{623} C_p dT \\ = 21,2855 \text{ kmol/jam} \times 12.378,1426 \text{ kkal/jam} \\ = 263.474,8349 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{C_8H_{10}}^6 = N_{C_8H_{10}}^6 \int_{298}^{623} C_p dT \\ = 0,2150 \text{ kmol/jam} \times 14.819,08106 \text{ kkal/kmol} \\ = 3.186,1723 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{H_2O}^6 = N_{H_2O}^6 \int_{298}^{623} C_p dT$$

$$= 65,1354 \text{ kmol/jam} \times 2.711,7804 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 176.632,9842 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{O_2}^6 = N_{O_2}^6 \int_{298}^{623} C_p dT$$

$$= 0,6450 \text{ kmol/jam} \times 2.378,8936 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 1.540,9827 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{N_2}^6 = Q_{N_2}^5$$

$$= 632.319,8620 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{total}^6 = 263,4824 + 3.186,1723 + 176.632,9842 + 1.540,9827 + 632.319,8620$$

$$= 1.077.154,8361 \text{ kkal/jam}$$

Tabel LB.8 Perhitungan panas keluar ; Q^6 pada R-01

Komponen	N kmol/jam	$C_p dT$; kkal/kmol	Q; kkal/jam
$C_8H_4O_3$	21,2855	12.378,1426	263.474,8349
C_8H_{10}	0,2150	14.819,0810	2.477,5672
H_2O	77,9247	2.711,7804	211.376,4342
O_2	77,9247	2.378,8936	154.092,9974
N_2	277,3126	2.289,1696	637.250,7443
Total			1.077.154,8361

$$dQ/dT = (Q_{keluar} - Q_{masuk}) + \Delta HR_{350^\circ C}$$

$$= (813.943,4761 - 1.077.154,8361) + (6.161.655,2528 \text{ kkal/jam})$$

$$= 6.130.962,0768 \text{ kkal/jam}$$

Agar temperatur pada R-01 dan produk temperatur keluar pada alur 6 tetap $350^\circ C$ maka perlu digunakan air pendingin. Temperatur air pendingin yang digunakan $30^\circ C$, 1 atm dan diasumsikan temperatur air pendingin keluar $200^\circ C$ bisa digunakan sebagai steam untuk memanaskan vaporizer.

C_p air pada $200^\circ C$ adalah

$$\int_{T_r}^T C_p dT = \int_{298}^{473} 33,933 (473 - 298) - \frac{8,42 \times 10^{-3}}{2} (473^2 - 298^2) + \frac{2,99 \times 10^{-5}}{3} (473^3 - 298^3) - \frac{1,23 \times 10^{-8}}{4} (473^4 - 298^4) + \frac{4,66 \times 10^{-10}}{5} (473^5 - 298^5)$$

$$= 11.298,28306 \text{ kJ/kmol} = 2.700,2896 \text{ kkal/kmol}$$

$$= \frac{2.700,2896 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} \cdot K}{18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 150,0160 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \cdot K$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m ;

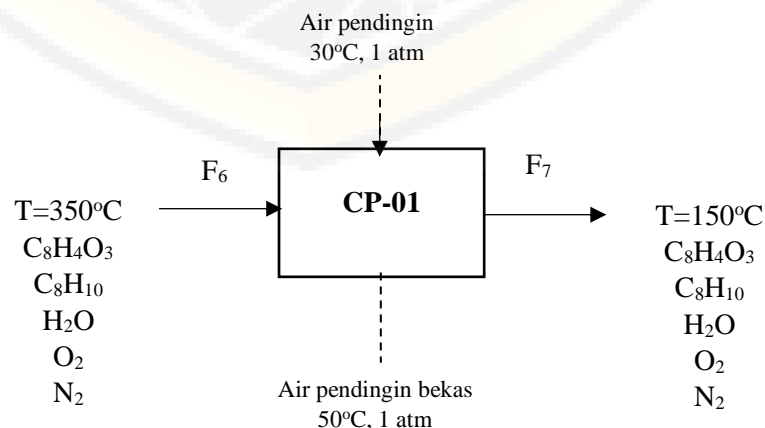
$$m = \frac{6.130.962,0768 \text{ kkal/jam}}{150,0160 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \cdot K (473 - 303) K} = 240,4041 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.9 Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
C ₈ H ₄ O ₃		263.474,8349
C ₈ H ₁₀	318.617,7271	2.477,5672
H ₂ O	3.468,1777	211.376,4342
O ₂	153.442,2453	154.092,9974
N ₂	632.319,8620	637.250,7443
Subtotal	1.107.848,0121	1.077.154,8361
Panas Reaksi	-	6.161.655,2528
Air Pendingin	-	-6.130,962,0768
Total	1.107.848,0121	1.107.848,0121

4. Kondensor Parsial (CP-01)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur produk keluar reaktor dari 350°C menjadi 150°C



A. Panas Masuk pada suhu (350°C-623K)

Panas masuk alur 6 pada R-01 = 818.217,3633 kkal/jam

B. Panas Keluar R-01 pada suhu (150°C-623K)

- C₈H₁₀ fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{423} 4,22 \times 10^1 (423 - 298) - \frac{1,1169 \times 10^{-1}}{2} (423^2 - 298^2) \\ + \frac{1,0993 \times 10^{-3}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{1,7677 \times 10^{-6}}{4} (423^4 \\ - 298^4) + \frac{8,5637 \times 10^{-10}}{5} (423^5 - 298^5) \\ = 4.723,8034 \text{ kJ/kmol} = 1.128,9890 \text{ kkal/kmol}$$

- H₂O fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{423} 3,4047 \times 10^1 (423 - 298) - \frac{9,65064 \times 10^{-3}}{2} (423^2 - 298^2) \\ + \frac{3,29983 \times 10^{-5}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{2,04467 \times 10^{-8}}{4} (423^4 \\ - 298^4) + \frac{4,3022 \times 10^{-122}}{5} (423^5 - 298^5) \\ = 1.016,6329 \text{ kJ/kmol} = 242,9752 \text{ kkal/kmol}$$

- O₂ fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{423} 2,9883 \times 10^1 (423 - 298) - \frac{1,1384 \times 10^{-2}}{2} (423^2 - 298^2) \\ + \frac{4,33779 \times 10^{-5}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{3,70082 \times 10^{-8}}{4} (423^4 \\ - 298^4) + \frac{1,01006 \times 10^{-11}}{5} (423^5 - 298^5) \\ = 6.257,7498 \text{ kJ/kmol} = 1.495,6022 \text{ kkal/kmol}$$

- N₂ fase gas

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{423} 2,9411 \times 10^1 (423 - 298) - \frac{3,00681 \times 10^{-3}}{2} (423^2 - 298^2) \\ + \frac{5,45064 \times 10^{-6}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{5,13186 \times 10^{-9}}{4} (423^4 - 298^4) + \frac{4,25308 \times 10^{-12}}{5} (423^5 - 298^5) \\ = 5.932,3971 \text{ kJ/kmol} = 1.417,8429 \text{ kkal/kmol}$$

- C₈H₄O₃ fase liquid

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{423} -105,627 (423 - 298) + \frac{1,98 \times 10^{-2}}{2} (423^2 - 298^2) \\ - \frac{2,49 \times 10^{-3}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{2,68 \times 10^{-6}}{4} (423^4 - 298^4) \\ = 29.661,34 \text{ kJ/kmol} = 7.089,0608 \text{ kkal/kmol}$$

Panas keluar pada alur 7, $Q^7 = \sum_{keluar}^7 N C_p dT$

$$Q_{total}^7 = Q_{C_8H_4O_3}^7 + Q_{C_8H_{10}}^7 + Q_{H_2O}^7 + Q_{O_2}^7 + Q_{N_2}^7$$

$$Q_{C_8H_4O_3}^7 = N_{C_8H_4O_3}^7 \int_{298}^{423} C_p dT \\ = 21,2855 \text{ kmol/jam} \times 7.089,0608 \text{ kkal/kmol} \\ = 150.894,1357 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{C_8H_{10}}^7 = N_{C_8H_{10}}^7 \int_{298}^{423} C_p dT \\ = 0,2150 \text{ kmol/jam} \times 1.128,9890 \text{ kkal/kmol} \\ = 242,7380 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{H_2O}^7 = N_{H_2O}^7 \int_{298}^{423} C_p dT \\ = 65,1354 \text{ kmol/jam} \times 242,9752 \text{ kkal/kmol} \\ = 15.826,2983 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{O_2}^7 &= N_{O_2}^7 \int_{298}^{423} C_p dT \\
 &= 0,6450 \text{ kmol/jam} \times 1.495,6022 \text{ kkal/kmol} \\
 &= 964,7569 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2}^7 &= N_{N_2}^7 \int_{298}^{423} C_p dT \\
 &= 277,3126 \text{ kmol/jam} \times 1.417,8429 \text{ kkal/kmol} \\
 &= 393.185,7607 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{total}^7 &= 150.894,1357 + 242,7380 + 15.826,2983 + 964,7569 \\
 &\quad + 964,7569 \text{ kkal/jam} \\
 &= 561.113,6895 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.10 Perhitungan panas keluar ; Q⁷ pada CP-01

Komponen	N kmol/jam	C _p dT ; kkal/kmol	Q; kkal/jam
C ₈ H ₄ O ₃	21,2855	7.089,0608	150.894,1357
C ₈ H ₁₀	0,2150	1.128,9890	242,7380
H ₂ O	77,9247	242,9752	15.826,2983
O ₂	0,6450	1.495,6022	964,7569
N ₂	277,3126	1.417,8429	393.185,7607
Total			561.113,6895

$$\begin{aligned}
 dQ/dT &= Q_{keluar} - Q_{masuk} \\
 &= 561.113,6895 - 818.217,3633 \text{ kkal/jam} \\
 &= -516.041,1465 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Agar temperatur keluar pada KD-01 menjadi 150°C maka perlu digunakan air pendingin, air pendingin yang digunakan pada suhu 30°C; 1 atm air pendingin keluar 50°C, 1 atm C_p air pada 30°C = 996,0244 kkal/kg K

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m;

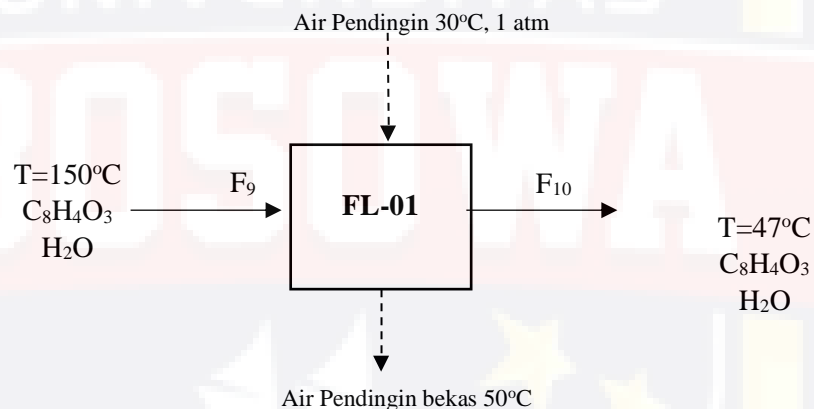
$$m = = \frac{516.041,1465 \text{ kkal/jam}}{996,0244 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} (323-303)} = 10.362,0181 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.11 Neraca panas pada Kondensor Parsial (CP-01)

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	263.474,8349	150.894,1357
C ₈ H ₁₀	2.477,5672	242,7380
H ₂ O	211.376,4342	15.826,2983
O ₂	154.092,9974	964,7569
N ₂	637.250,7443	393.185,7607
Subtotal	1.077.154,8361	561.113,6895
Air Pendingin	-516.041,1465	-
Total	561.113,6895	561.113,6895

5. Flaker (FL-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya kristalisasi *Phthalic Anhydride*



A. Panas Masuk pada 150°C

- H₂O fase liquid

$$\begin{aligned}
 \int_{T_r}^T C_p dT &= \int_{298}^{423} 56,46 (423 - 298) + \frac{9,49 \times 10^{-1}}{2} (423^2 - 298^2) \\
 &\quad - \frac{2,49 \times 10^{-3}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{2,68 \times 10^{-4}}{4} (423^4 - 298^4) \\
 &= 25.164,49 \text{ kJ/kmol} = 7.373,19593 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

- $C_8H_4O_3$ fase liquid

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{423} -105,62 (423 - 298) + \frac{1,98 \times 10^{-2}}{2} (423^2 - 298^2) - \frac{2,49 \times 10^{-3}}{3} (423^3 - 298^3) - \frac{2,68 \times 10^{-6}}{4} (423^4 - 298^4)$$

$$= 29.661,34 \text{ kJ/kmol} = 7.089,0608 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{Panas masuk pada alur 9, } Q^9 = \sum_{keluar}^9 N C_p dT \quad (\text{Reklaitis, 1983}).$$

Fase bahan pada alur 9, berupa fase cair sehingga :

$$\begin{aligned} Q_{C_8H_4O_3}^8 &= N_{C_8H_4O_3}^8 \int_{298}^{423} C_p dT \\ &= 21,2855 \text{ kmol/ jam} \times 7.089,0608 \text{ kkal/kmol} \\ &= 150.894,1357 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O}^8 &= N_{H_2O}^8 \int_{298}^{423} C_p dT \\ &= 0,3507 \text{ kmol/jam} \times 7.373,19593 \text{ kkal/kmol} \\ &= 2.585,9975 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{total}^8 &= 150.894,1357 + 2.585,9975 \text{ kkal/jam} \\ &= 153.480,1332 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.12 Perhitungan panas masuk ; Q^9 pada FL-01

Komponen	N kmol/jam	$C_p dT$; kkal/kmol	Q; kkal/jam
$C_8H_4O_3$	21,2855	7.089,0608	150.894,1357
H_2O	0,3507	7.373,19593	2.585,9975
Total			153.480,1332

A. Panas kristalisasi

Panas kelarutan $C_8H_4O_3 = - 4871 \text{ kkal/kmol}$

Panas kristalisasi $C_8H_4O_3 = - (\text{Panas kelarutan } C_8H_4O_3) \quad (\text{Perry's, 1999})$

Panas kristalisasi = $-(-4.871) \text{ kkal/kmol}$

= 4.871 kkal/mol

$C_8H_4O_3$ yang terkristal adalah kg/jam = 21,2854 kmol/jam

Maka panas kristalisasi $C_8H_4O_3$

$$= (21,2854 \text{ kmol/jam}) \times (4.871 \text{ kkal/mol})$$

$$= 103.681,6234 \text{ kkal/jam}$$

B. Panas Keluar FL-01 pada 47°C

- H_2O fase padat

$$\int_{Tr}^T C_{pd}dT = \int_{298}^{320} 9,69 \times (320 - 298) + \frac{7,50 \times 10^{-2}}{2} (320^2 - 298^2) - \frac{1,56 \times 10^{-5}}{3} (320^3 - 298^3)$$

$$= 752,9434 \text{ kJ/kmol} = 164,9302 \text{ kkal/kmol}$$

- $C_8H_4O_3$ fase padat

$$\int_{Tr}^T C_{pd}dT = \int_{298}^{320} 26,32 \times (320 - 298) + \frac{3,90 \times 10^{-1}}{2} (320^2 - 298^2) - \frac{2 \times 10^{-4}}{3} (320^3 - 298^3)$$

$$= 3.150,3911 \text{ kJ/mol} = 752,9434 \text{ kkal/kmol}$$

Panas keluar pada alur 10, $Q^{10} = \sum_{keluar}^{10} NC_{pd}T$ (Reklaitis, 1983).

Panas keluar pada alur 10, berupa fase padat dengan sedikit kandungan air sehingga;

$$Q_{C_8H_4O_3}^9 = N_{C_8H_4O_3}^9 \int_{298}^{320} C_{pd}dT$$

$$= 21,2854 \text{ kmol/jam} \times 752,9434 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 16.026,7714 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{H_2O}^9 = N_{H_2O}^9 \int_{298}^{320} C_p dT$$

$$= 0,3507 \text{ kmol/jam} \times 164,9302 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 57,8459 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{total}^9 = 16.026,7714 + 57,8459 \text{ kkal/jam}$$

$$= 16.084,61733 \text{ kkal/jam}$$

Tabel LB.13 Perhitungan panas keluar ; Q⁹ pada FL-01

Komponen	N kmol/jam	C _p dT ; kkal/kmol	Q; kkal/jam
C ₈ H ₄ O ₃	21,2855	752,9434	16.026,7714
H ₂ O	0,3507	164,9302	57,8459
Total			16.084,61733

$$dQ/dT = (Q_{keluar} - Q_{masuk}) - \text{Panas kristalisasi}$$

$$= (16.084,61733 - 153.480,133 \text{ kkal/jam}) - 103.681,6234 \text{ kkal/jam}$$

$$= -241.077,1392 \text{ kkal/jam}$$

Agar temperatur keluar pada FL-01 turun menjadi 30°C maka perlu digunakan air pendingin dengan temperatur 30°C ; 1 atm dan diasumsikan temperatur air keluar 50°C. Cp air pada 50°C adalah ;

$$\int_{Tr}^T C_p dT = \int_{298}^{323} 1,8296 \times 10^1 (323 - 298) - \frac{4,7211 \times 10^{-1}}{2} (323^2 - 298^2)$$

$$+ \frac{1,3387 \times 10^{-3}}{3} (323^3 - 298^3) + \frac{1,3142 \times 10^{-6}}{4} (323^4 - 298^4)$$

$$= 1.878,9217 \text{ kJ/kmol.K} = 449,0736 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$= \frac{449,0736 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol.K}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 24,9485 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} . K$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m ;

$$m = \frac{241.077,1392 \text{ kkal/jam}}{24,9485 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \cdot K (473-303)} = 483,1489 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.14 Neraca Panas pada FL-01

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
C ₈ H ₄ O ₃	150.894,1357	16.026,7714
H ₂ O	2.585,9975	57,8459
Subtotal	153.480,1332	16.084,61733
Panas kristalisasi	103.681,6234	-
Air pendingin	-241.077,1392	-
Total	16.084,6173	16.084,6173

UNIVERSITAS
BOSOWA

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Penyimpanan Ortho Xylene (T-01)

Fungsi : Untuk menyimpan ortho xylene
 Bentuk : Silinder vertikal dengan dasar datar dan torispherical head
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA- 283 Grade C
 Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur = 30°C
 Tekanan = 1 atm
 Kebutuhan perancangan = 7 hari
 Faktor kelonggaran = 20%
 Laju alir = 2.532,2817 kg/jam
 Densitas = 882,09 kg/m³ = 0,0318 lbm/in³
 $V_{camp} = \frac{2.532,2817}{882,09 \text{ kg/m}^3} = 2,6097 \text{ m}^3/\text{jam}$

Perhitungan:

a. Volume bahan, $V_c = 2,6097 \text{ m}^3/\text{jam} \times (24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari})$
 $= 438,445 \text{ m}^3$

Volume tangki, $V_T = (1 + 0,2) \times 438,445 \text{ m}^3$
 $= 526,1347 \text{ m}^3$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki $D:H = 3:2$

Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{3}{2} D \right) = 1,1775 D^3$$

Tutup Tangki Torispherical Head,

Volume tutup torispherical head, $V_h = 0,000049 D^3$ (Brownel, 1959)

Maka : $V_t = V_s + V_h$
 $= 1,1775 D^3 + 0,000049 D^3$
 $= 1,1775 D^3$

$$D = \left(\frac{Vt}{1,1775} \right)^{1/3} = \left(\frac{526,1347}{1,1775} \right)^{1/3} = 6,2378 \text{ m}$$

Sehingga desain tangki yang digunakan;

- Diameter tangki = 6,2378 m = 20,4652 ft = 245,5826 in
- Tinggi silinder, Hs = $\frac{3}{2} \times D = 1,5 \times 6,2378 = 9,3567 \text{ m}$
- Tinggi tutup torispherical, Hh = $\frac{1}{6} \times D = 0,17 \times 6,2378 = 1,0541 \text{ m}$
- Jadi tinggi tangki, HT = Hs + Hh
= 9,3567 m + 1,0541 m
= 10,4109 m

c. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_c &= \frac{V_c \times H_T}{V_T} \\ &= \frac{2,6097 \text{ m}^3 \times 10,4109 \text{ m}}{526,1347 \text{ m}^3} \\ &= 8,6758 \text{ m} \\ &= 341,5669 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Tekanan desain, P

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatis} &= \frac{\rho(H_c - 1)}{144} + P_o \quad (\text{Pers.3.17 Brownell, 1959}) \\ &= \frac{0,0318 \text{ lbm/in}^3 (341,5669 \text{ in} - 1)}{144} + 14,7 \text{ Psi} \\ &= 14,7752 \text{ psi} \end{aligned}$$

Jika faktor keamanan = 10% = 0,1

$$P_{\text{desain}} = (1 + 0,1) \times 14,7752 \text{ psi} = 16,2527 \text{ psi}$$

e. Tebal dinding tangki (bagian silinder), d;

- Faktor korosi (C) = 0,125 in/thn
- Allowable working stress (S) = 17.500 lb/in² (Brownell, 1959)
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Umur alat (A) direncanakan = 10 tahun

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times R}{SE - 0,6P} + (C \times A) \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$ts = \frac{16,2160 \text{ psi} \times 122,7913 \text{ in}}{(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 16,2160 \text{ psi})} + (0,125 \text{ in/thn} \times 10 \text{ thn})$$

$$= 1,3842 \text{ in}$$

f. Tebal dinding head (tutup tangki), dh:

- Faktor korosi (C) = 0,125 in/thn
- Allowable working stress (S) = 17.500 lb/in² (Brownell, 1959)
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Umur alat (A) direncanakan = 10 tahun
- OD = ID + 2 x ts = 139,6380 in
- icr = 8,75 in (Tabel 5.7 Brownell, 1959)
- rc = 132 in (Tabel 5.7 Brownell, 1959)

(Pers.13.12 Brownell & Young, 1959)

$$\text{Tebal head (th)} = \frac{0,885 P \cdot r_c}{SE - 0,1P} + (C \times A)$$

$$th = \frac{0,885 \times 16,2527 \text{ psi} \times 132 \text{ in}}{2(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - (0,1 \times 16,2527 \text{ psi}))} + (0,125 \text{ in/thn} \times 10 \text{ thn})$$

$$= 1,3776 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar 1 1/8 in.

2. Pompa Ortho Xylene (P-01)

Fungsi : Mengalirkan *ortho xylene* dari tangki penyimpanan (T01) ke Vaporizer (V-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 2.532,2817 kg/jam = 1,5507 lbm/s

Densitas campuran : 882,09 kg/m³ = 0,0318 lbm/in³ = 55,0614 lbm/ft³

Viskositas campuran : 2,4 cP = 0,0016 lbm/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{1,5507 \text{ lbm/s}}{55,0614 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0256 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

- a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3,9 \times (0,0256)^{0,45} \times (54,9504)^{0,13} \\ &= 1,26 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 1,5 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 1,61 in = 0,2057 ft
Outside diameter	= 1,9 in = 0,2395 ft
Inside sectional area	= 0,0141 ft ²

- b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0256 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0332} = 0,7711 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{55,0614 \times 0,7711 \times 0,2057}{0,0016} = 7.298,0986$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

Pada $N_{Re} = 7.298,0986$ dan $\varepsilon/D = 0,0002$

Maka diperoleh harga $f = 0,02$ (Geankoplis,1993)

- c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 30 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust,1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2057 = 5,3482 \text{ ft}$
- 2 buah elbow standar 90°C (L/D) = 3 (Foust,1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,2057 = 18,513 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust,1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2057 \text{ ft} = 3,2912 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust,1980)

$$L_5 = 1 \times 36 \times 0,2057 = 7,4052 \text{ ft}$$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 30 + 5,3482 + 18,513 + 3,2912 + 7,4052 \\ &= 64,5576 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, (ΣF)

$$\begin{aligned} (\Sigma F) &= \frac{4f \cdot v^2 \Sigma L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,02 \times (0,8499 \text{ ft/s})^2 \times 64,5576 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2 \times 0,25 \text{ ft}} \\ &= 0,2319 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \quad (\text{Foust, 1980})$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2.117,92 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1,38 \text{ atm} = 2.962,7131 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta Z = 28,4639 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \\ &= 0 + 28,4639 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lbm} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2} + \frac{845 \text{ lbf/ft}^2}{55,0614 \text{ lbm/ft}^3} + 0,2319 \\ &= 45,6332 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 40 %

(Coulson, 2005)

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W_s}{\eta} \\ &= \frac{55,0614 \text{ lbf/ft}^3 \times 0,0256 \text{ ft}^3/\text{s} \times 45,6332 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}}{0.4} \end{aligned}$$

$$= 160,8229 \text{ ft.lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 0,2924 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa yang berdaya motor $\frac{1}{2}$ hp.

3. Vaporizer (V-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya penguapan *ortho xylene* dari fase cair menjadi uap.

Jenis : *Double Pipe Heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur = 150°C

Tekanan = $1,4 \text{ bar} = 1,38 \text{ atm}$

Kapasitas panas, $Q = 97.943,4293 \text{ kkal/jam} = 581.180,5396 \text{ Btu/jam}$

Fluida Panas :

- Laju alir steam masuk, $F = 211,7751 \text{ kg/jam} = 466,8836 \text{ lbm/jam}$
- Temperatur masuk, $T_1 = 200^{\circ}\text{C} = 392^{\circ}\text{F}$
- Temperatur keluar, $T_2 = 200^{\circ}\text{C} = 392^{\circ}\text{F}$

Fluida dingin :

- Laju alir *ortho xylene* masuk, $F = 2.302,0742 \text{ kg/jam}$
 $= 5.075,205 \text{ lbm/jam}$
- Temperatur masuk, $T_1 = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$
- Temperatur keluar, $T_2 = 150^{\circ}\text{C} = 302^{\circ}\text{F}$

Perhitungan desain (D.Q Kern, 1965)

$$\text{a. LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(392 - 302) - (392 - 86)}{\ln \frac{(392 - 302)}{(392 - 86)}} = 176,503^{\circ}\text{F}$$

b. Temperatur average, T_{avg} dan t_{avg} ;

$$T_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{392 + 392}{2} = 392^{\circ}\text{F}$$

$$t_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{86 + 392}{2} = 194^{\circ}\text{F}$$

c. Trial Ukuran DPHE

DPHE ukuran 4 x 3 IPS 40 dengan aliran bahan dibagian pipa. Dari tabel 6.2 “Kern” Hal.110 didapatkan:

$$a_{an} = 3,14 \text{ in} = 0,2616 \text{ ft}$$

$$a_p = 7,38 \text{ in} = 0,615 \text{ ft}$$

$$de = 1,14 \text{ in} = 0,095 \text{ ft}$$

$$de' = 0,53 \text{ in} = 0,0441 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 kern didapatkan:

$$d_{op} = 3,5 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$$

$$d_{ip} = 3,06 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$a' = 0,917 \text{ ft}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Steam)	Bagian Pipa (Bahan)
<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{466,8836 \text{ lbm/jam}}{0,2616 \text{ ft}}$ $= 1.784,7230 \text{ lb/jamft}^2$ <p>(fig.14 “Kern”, hal.823)</p> $\mu = 0,0363 \text{ lb/jam}$ $N_{re} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{2670,4867 \text{ lb/jamft}^2 \times 0,095 \text{ ft}}{0,0363}$ $= 4.670,7628$ <p>2. Mencari faktor panas (JH)</p> <p>JH tidak perlu dicari karena steam</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film untuk steam:</p> $h_o = 1500 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$	<p>1. Menghitung N_{Re}</p> $G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{5.075,205 \text{ lbm/jam}}{0,2616 \text{ ft}}$ $= 8.252,3560 \text{ lb/jamft}^2$ <p>(fig.14 “Kern”, hal.823)</p> $\mu = 0,6282 \text{ lb/jam}$ $N_{re} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{2670,4867 \text{ lb/jamft}^2 \times 0,095 \text{ ft}}{0,6282}$ $= 3.357,6921$ <p>2. Mencari faktor panas (JH)</p> $J_H = 23$ <p>3. Menghitung harga koefisien film :</p> $C_p = 0,54$ <p>“Kern fig.2 hal.804”</p> $k = 0,087$ <p>“Kern Tabel 4 hal.800”</p>

	$(Cp \cdot \mu / k)^{1/3} = 3,8991$ $\left[\frac{\mu}{\mu_3}\right]^{0,14} = 1$ (Viscositas < 1 cp)
	$h_i = J_H \times \frac{k}{D_e} \times (Cp \cdot \mu / k)^{1/3} \times \left[\frac{\mu}{\mu_3}\right]^{0,14}$ $= 23 \times \frac{0,087}{0,07} \times (3,8991 \times 1$ $= 20,6622 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$
	$H_{io} = h_o \times \frac{D_o}{D_i}$ $= 20,6622 \times \frac{0,138}{0,115}$ $= 18,1113$

d. Clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{18,1113 \times 1500}{18,1113 + 1500} \\
 &= 17,8953 \text{ Btu/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

e. Faktor pengotor, U_d

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_d} &= \frac{1}{U_c} + R_{d_{min}} \\
 \frac{1}{U_d} &= \frac{1}{17,8953} + 0,003 \\
 U_d &= 16,9835 \text{ Btu/jam ft}^{2\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

f. Menghitung luas permukaan perpindahan panas yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \\
 &= \frac{388.443,6407 \text{ btu/jam}}{16,9835 \times 176,5030 \text{ F}} \\
 &= 129,5832 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a''} \\
 &= \frac{129,5832 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}} \\
 &= 141,312 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Mencari Panjang pipa

Ukuran pipa tiap hairpin, diambil 20 ft (Kern hal.103)

$$\begin{aligned}
 1 \text{ hairpin} &= 2 \times 20 \text{ ft} \\
 &= 40 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah hairpin} &= \frac{L}{1 \text{ hairpin}} \\
 &= \frac{141,312 \text{ ft}}{40 \text{ ft}} \\
 &= 3,5328 \\
 &= 4
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Panjang} &= \sum \text{hairpin} \times 40 \text{ ft} \\
 &= 4 \times 40 \\
 &= 160 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Luas permukaan baru (A_{baru}) = $L_{\text{total}} \times a''$

$$\begin{aligned}
 (A_{\text{actual}}) &= L_{\text{total}} \times a'' \\
 &= 160 \text{ ft} \times 0,917 \text{ ft} \\
 &= 146,7200 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_{\text{actual}} &= \frac{Q}{A_{\text{actual}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{388.443,6407 \text{ btu/jam}}{146,7200 \text{ ft}^2 \times 176,5} \\
 &= 14,9998 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_{\text{d baru}} &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{17,8953 - 14,9998}{17,8953 \times 14,9998} \\
 &= 0,0107 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus (Steam)	Bagian Pipa (Bahan)
<p>4. Menghitung N_{Re} dan friksi</p> $N_{re} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{2670,4867 \text{ lb/jamft}^2 \times 0,095 \text{ ft}}{0,0363}$ $= 4.670,7628$ <p>5. Menghitung <i>Friksi</i></p> $F = 0,0235 + \frac{0,264}{(N_{Re}^{0,42})}$ $= 0,0253 + \frac{0,264}{4.670,7628^{0,42}}$ $= 0,0110$ <p>6. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $s = \frac{\rho_{fluida}}{\rho_{air}}$ $0,58 = \frac{\rho_{fluida}}{62,5}$ $\rho_{fluida} = 0,58 \times 62,5$ $= 36,25$ $\Delta Fa = \frac{4fG_p^2 L}{2g^2 \rho^2 D_e^5}$ $= \frac{4 \times 0,0110 \times 1.784,7230^2 \times 160}{2 \times 4,8 \times 10^8 \times 36,25^5 \times 0,0441}$ $= 0,0169 \text{ ft}$ $V = \frac{G}{3600\rho}$ $= \frac{7056,5666}{3600 \times 36,25}$ $= 0,0137 \text{ fps}$ $F_t = 3 \left(\frac{V^2}{2g} \right)$ $= \frac{0,0137^2}{2 \times 32,2}$ $= 0,00009 \text{ ft}$	<p>4. Menghitung N_{Re}</p> $N_{re} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{2670,4867 \text{ lb/jamft}^2 \times 0,095 \text{ ft}}{0,6282}$ $= 3.357,6921$ <p>5. Menghitung <i>Friksi</i></p> $F = 0,0235 + \frac{0,264}{(N_{Re}^{0,42})}$ $= 0,0253 + \frac{0,264}{3.357,6921^{0,42}}$ $= 0,0087$ <p>7. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $s = \frac{\rho_{fluida}}{\rho_{air}}$ $0,68 = \frac{\rho_{fluida}}{62,5}$ $\rho_{fluida} = 0,68 \times 62,5$ $= 42,5$ $\Delta Fa = \frac{4fG_p^2 L}{2g^2 \rho^2 D_e^5}$ $= \frac{4 \times 0,0087 \times 8.252,3560^2 \times 160}{2 \times 4,8 \times 10^8 \times 42,5^5 \times 0,2556}$ $= 0,001 \text{ ft}$ $\Delta P = \frac{\Delta Fa \times \rho_{fluida}}{144}$ $= \frac{0,001 \times 42,5}{144}$ $= 0,0004 \text{ psi}$ <p>ΔP (0,0004 psi) < tetapan ΔP (10 Psi), maka spesifikasi vaporizer memenuhi syarat.</p>

$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_t)\rho_{fluida}}{144}$ $= \frac{(0,0169 + 0,00009)36,25}{144}$ $= 0,004 \text{ psi}$ <p>$\Delta P_a(0,004 \text{ psi}) < \text{tetapan } \Delta P (2 \text{ Psi}), \text{ maka spesifikasi vaporizer memenuhi syarat}$</p>	
--	--

4. Kompresor (C-01)

Fungsi : Mengalirkan udara ke unit *Furnace* (F-01)

Jenis : *Single stage reciprocating compressor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi proses

Temperatur : 30 °C

Tekanan : 1 atm = 1,013 bar

Laju alir massa : 9.828,8023 kg/jam = 21.668,7741 lb/jam
= 361,146 lb/menit

Densitas udara, ρ : 1,2 kg/m³ = 0,0749 lb/ft³

Perhitungan:

Udara keluar pada tekanan 2,17 atm = 31,899 psia

Kapasitas udara masuk :

$$Q = \frac{\text{Jumlah umpan udara}}{\text{Densitas udara}}$$

$$= \frac{361,146 \text{ lb/menit}}{0,0749 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 4.820,8367 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$= 80,3472 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Rasio kompresi untuk *reciprocating* kompresor tiap stage adalah 4 (Ulrich, hal 120).

$$R_c = \left(\frac{P}{P_1}\right)^{1/n}$$

$$4 = \left(\frac{2,17}{1}\right)^{1/n}$$

$$n = 0,5588 \approx 1$$

Direncanakan menggunakan kompresor 1 stage

Daya yang dibutuhkan kompresor :

$$\text{BHP} = 3,03 \times 10^{-5} \cdot \gamma \cdot N_s \cdot P_1 \cdot Q \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1/\gamma)}$$

Dimana :

γ = rasio panas spesifik gas = 1,4 (smith van ness, ed 4th)

N_s = jumlah stage 1

P_1 = tekanan masuk = 1 atm = 2.116.2204 lb/ft²

P_2 = tekanan keluar = 2,17 atm = 4.592,1900 lb/ft²

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= 3,03 \times 10^{-5} \cdot \gamma \cdot N_s \cdot P_1 \cdot Q \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1/\gamma)} \\ &= 3,03 \times 10^{-5} \cdot 1,4 \cdot 1 \cdot 2.116.2204 \cdot 80,3472 \cdot \left(\frac{2.116.2204}{4.592,1900}\right)^{(1,4-1/1,4)} \\ &= 8,9998 \text{ lb/ft/detik} \\ &= 0,0161 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan daya 1 HP

5. *Furnace* (F-01)

Fungsi : Meningkatkan temperatur umpan sebelum masuk ke reaktor (R-01)

Tipe : Fire box

Kondisi Operasi

Temperatur ortho xylene masuk = 150°C

Temperatur udara masuk = 30°C

Panas fuel masuk = 30°C

Temperatur keluar = 350°C

Laju alir ortho xylene = 2.302,0742 kg/jam

Laju alir udara = 9.828,8023 kg/jam

Beban panas (Q) = 993.076,9484 kkal/jam

= 2.189.357,302 Btu/jam

Efisiensi = 85%

Udara excess = 0,25

Nilai bahan bakar gas alam = 1035 Btu/ft³

Dari lampiran neraca panas, panas yang dibutuhkan untuk menaikkan temperature reaktor adalah 1.860.953,707 Btu/jam

Efisiensi overall (η) = 85%

$$\begin{aligned} Q_f &= \text{Efisiensi} \times Q \\ &= 0,85 \times 2.189.357,302 \text{ Btu/jam} \\ &= 1.860.953,707 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Dianggap panas hilang 25%

$$\begin{aligned} \text{Jadi total panas} &= 25\% \times Q_f \\ &= 25\% \times 3.036.637,469 \text{ Btu/jam} \\ &= 465.238,4267 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Luas Permukaan tube

$$\text{Panjang tube (L)} = 16 \text{ ft} = 192 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi \cdot L \cdot \text{OD} \\ &= 3,14 \times 16 \times 0,29 \\ &= 5,5264 \text{ ft} \end{aligned}$$

Flux panas rata-rata pada furnace berkisar 12.000 Btu/ft² (Kern, hal.702)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{Q}{\text{fluks average} \cdot A} \\ &= \frac{465.238,4267}{12.000 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam} \times 5,5364} \\ &= 7,0027 = 7 \text{ buah} \end{aligned}$$

Jarak pusat pipa atau pusat pipa ke pipa yang lain (c=1)

$$\begin{aligned} \text{Acp per tube} &= \frac{c}{12} \times L \\ &= \frac{1}{12} \times 16 \text{ ft} \\ &= 1,33 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Rasio jarak pusat ke pusat terhadap diameter:

$$\frac{c}{OD} = \frac{1}{1,32} = 0,75$$

Dari kern, fig.19.11 hal 688 didapatkan $\alpha = 1$

α Acp tiap pipa = $1 \times 1,33 = 1,33$ ft

α Acp total = Jumlah tube x α Acp per tube

$$= 12 \times 1,33$$

$$= 9,31 \text{ ft}^2$$

6. Reaktor (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara *orthoxylyene* dengan udara

Tipe : Fixed bed multitubular

Bahan konstruksi : Carbon steel SA- 283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi proses

Temperatur : 350°C

Tekanan : 2,2 atm

Laju alir massa : 12.130,8766

Densitas campuran, ρ : 1210,6383 kg/m³ = 0,043 lb/in³

a. Volume reaktor

Sesuai hasil perhitungan neraca massa, dapat diketahui komposisi reaktan masuk reaktor :

Komponen	(Kg/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	xi,fraksi mol	xi.BMi
C ₈ H ₁₀	2.279,0535	106	21,5005	0,0589	6,2509
H ₂ O	23,0207	18	1,2789	0,0035	0,0631
O ₂	2.064,0485	32	64,5015	0,1769	5,6612
N ₂	7.764,7538	28	277,3216	0,7606	21,2970
Total	12.130,8766	184	364,5935	1	33,2723

Berat molekul rata-rata campuran gas:

$$\begin{aligned} BM &= \sum x_i \cdot BM_i \\ &= 1 \times 33,2723 \\ &= 32,2723 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Densitas campuran gas pada kondisi gas masuk reaktor:

$$\rho_G = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

Dimana

V = volume gas ideal pada kondisi STP ($T_0 = 0^\circ\text{C} = 273^\circ\text{K}$) dan ($P = 1$ atm) sebesar $22,4 \text{ m}^3/\text{kmol}$

T_1 = suhu gas reaktan masuk = 350°C (623°K)

P_1 = tekanan gas reaktan masuk = 1 atm

Maka :

$$\begin{aligned} \rho_G &= \frac{184 \text{ kg/kmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kmol}} \times \frac{273^\circ\text{K}}{623^\circ\text{K}} \times \frac{2,2 \text{ atm}}{1} \\ &= 1,4319 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Rate volumetrik gas reaktan masuk reaktor: F_v :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{m}{\rho_G} \\ &= \frac{12.130,8766 \text{ kg/jam}}{1,431 \text{ kg/m}^3} \\ &= 8.471,4892 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Diketahui persamaan waktu tinggal untuk reaktor:

$$\tau = \frac{V}{F_v}$$

$$V = \tau \cdot F_v$$

Dimana :

τ = waktu tinggal (residence time) = 1,5 detik (Wallas, 1990)

V = volume gas; m^3

F_v = laju volumetric umpan; m^3/jam

Maka volume gas dalam reaktor; V_G

$$\begin{aligned} V_G &= 1,5 \text{ detik} \times 8.471,4892 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik} \\ &= 3,5297 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Spesifikasi katalis

Katalis : Vanadium Pentaoksida (V_2O_5)

Porositas : 0,5 (Perry ed.7)

Diameter : <1 mm (Perry,ed 7)

Densitas (ρ) : 3,7 g/m = 3.700 kg/ m^3 = 227,8622 lb/ ft^3

Maka volume reaktor berisi katalis; V_R

$$V_R = \frac{V_G}{\varepsilon}$$

ε = porositas katalis = 0,5

$$\begin{aligned} V_R &= \frac{3,5297 \text{ m}^3}{0,5} \\ &= 7,0595 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jadi volume reaktor yang dibutuhkan sebesar 3,5297 m^3

Berat katalis; W_k :

$$W_k = V_k \cdot \rho_k$$

Volume katalis; V_k :

$$\begin{aligned} V_k &= V_R - V_G \\ &= 7,0595 \text{ m}^3 - 3,5297 \text{ m}^3 \\ &= 3,5297 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Densitas katalis

$$\rho_k = 3,7 \text{ g/cm} = 3.700 \text{ kg/m}^3$$

Maka :

$$W_k = 3,5297 \text{ m}^3 \times 3.700 \text{ kg/m}^3 \\ = 13.060,2125 \text{ kg}$$

Jadi berat katalis yang dibuthkan sebesar 13.060,2125 kg.

b. Perhitungan Dimensi Shell Reaktor

Reaktor yang dirancang menggunakan tube (pipa) dengan spesifikasi (Kern; tabel.10 hal.834)

Nominal pipe size (NPS) = 0,25 in

- Diameter dalam tube (IDt) = 0,364 in
- Diameter luar tube (ODT) = 0,540 in
- Flow area per pipa (a't) = 0,141 in²
- Jumlah tube pass (Ntb) = 1
- Susunan tube = triangular pitch
- Berat tube = 0,43 lb/ft

PT (Pitch) : 0,6804 (Kern, 1965)

C (Clearance) : 0,1404 (Kern, 1965)

Perhitungan jumlah tube reaktor yang digunakan diuji dengan batasan didapat rasio diameter dalam shell reaktor (ID_R) dan tinggi shell reaktor (H_s) 1: 1,5.

Volume tube berisi gas dan katalis dihitung dengan persamaan:

$$V_t = a't \times L_t \times N_t$$

Dimana :

a't = luas penampang tube

L_t = tinggi tube berisi gas dan katalis

Nt = jumlah tube yang digunakan

Vt = volume tube berisi gas (V_R)

Dicoba, Nt = 3.245 buah

Maka tinggi tube berisi gas dan katalis, Lt :

$$L_t = \frac{V_t}{a \times t \times N_t} \\ = \frac{249,3065 \text{ ft}}{0,0014 \text{ ft} \times 3.245}$$

Jadi tinggi tube berisi gas dan katalis 8,8647 ft.

Dirancang 90% dari Panjang tube berisi gas dan katalis, maka panjang tube sebenarnya yang digunakan (tinggi shell reaktor):

$$L = \frac{L_t}{0,90} = \frac{8,8647 \text{ ft}}{0,90} = 9,8497 \text{ ft}$$

Diameter dalam shell reaktor (ID_R)

Luas penampang seluruh pipa, A_{shell} :

Tube pada reaktor disusun secara triangular pitch (segitiga),

$$\begin{aligned} \text{Luas } \Delta ABC &= \frac{1}{2} (P_T \sin \alpha) \times P_T \\ &= \frac{1}{2} (0,6804 \sin 60^\circ) \times 0,6804 \\ &= 0,2050 \text{ in} \\ &= 0,0014 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Setiap luas segitiga mewakili ½ luas penampang luar satu buah pipa tube, maka luas penampang luar 1 buah tube :

$$\begin{aligned} A_{\text{tube}} &= 2 \times \text{Luas } \Delta ABC \\ &= 2 \times 0,0014 \text{ ft} \\ &= 0,0028 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga luas penampang dalam shell reaktor; A_{shell} :

$$\begin{aligned} A_{\text{shell}} &= A_{\text{tube}} \times N_t \\ &= 0,0028 \text{ ft} \times 3245 \\ &= 9,2430 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter dalam shell reaktor; ID_R :

$$\begin{aligned} ID_R &= \left(\frac{4 A_{\text{shell}}}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 9,2430 \text{ ft}^2}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= 5,8872 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka disimpulkan dimensi reaktor :

Diameter dalam shell reaktor = 5,8872 ft = 1,7944 m

Tinggi shell reaktor = 8,8647 ft = 2,7019 m

(Ratio $\frac{H_s}{ID_R} = \frac{2,7019}{1,7944} = 1,5$ maka jumlah tube yang dicoba memenuhi).

c. Tebal Shell

$$ts = \frac{P.r}{f.E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell,pers.13.1})$$

Dimana :

Tekanan design (P) = 35,0991 psi

Radius dalam shell (r) = 0,5245 in

Efisiensi sambungan (E) = 0,85

Allowable working stress (f) = 17.500 psi

Faktor korosi (C) = 0,125

$$ts = \frac{35,0991 \text{ psi} \times 0,5245 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 35,0991 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,1262 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding shell standar $\frac{1}{4}$ in

d. Head Reaktor

$$th = \frac{P.Di}{f.E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell,pers.13.1})$$

Dimana:

Tekanan design (P) = 35,0991 p

Diameter Shell = 70 in

Efisiensi sambungan (E) = 0,85

Allowable working stress (f) = 17.500 psi

Faktor korosi (C) = 0,125

(Pers.13.12 Brownell & Young, 1959)

$$th = \frac{P.r_c}{2SE - 0,2P} + C$$

$$th = \frac{35,0991 \text{ psi} \times 70 \text{ in}}{2(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85) - (0,2 \times 35,0991 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,2076 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar $\frac{1}{4}$ in

Tinggi Head

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + (2 \times \text{ts}) \\ &= 70,6473 + (2 \times 0,25) \\ &= 71,1473 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young hal.90

Didapat :

$$\text{Icr} = 4,3750$$

$$r = 72$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{IDshell}}{2} \\ &= \frac{70,6473}{2} \\ &= 35,3236 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 35,3236 \text{ in} - 4,3750 \\ &= 30,9487 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 72 - 4,3750 \\ &= 67,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 67,1231 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \\ &= 72 - 67,1231 \\ &= 4,8768 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal.88 dengan $t_h \frac{1}{2}$ in didapatkan

$$\text{sf} = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$$

digunakan 2 in

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= t_h + b + s_f \\
 &= 0,25 + 4,8768 + 2 \\
 &= 7,1268 \text{ in} \\
 &= 0,181 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga tinggi total reaktor (H_R) :

$$\begin{aligned}
 H_R &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi tutup}) \\
 &= 2,7019 + (2 \times 0,181) \\
 &= 3,0639 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Jaket Pendingin

Kebutuhan air pendingin = 240,404 kg/jam

Densitas air = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 2003 Appenndix A.2-3)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air pendingin} &= \frac{\text{Massa air}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{240,404 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,2414 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam jaket (ID)} &= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) \\
 &= 70,6473 \text{ in} + (2 \times \frac{1}{4}) \\
 &= 71,1473 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Asumsi jarak jaket = 5 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar jaket (D}_2\text{)} &= D_1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 71,1473 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\
 &= 81,1473 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas yang dilalui pendingin (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2) = \frac{3,14}{4}(27,7263^2 \text{ in}^2 - 37,7263 \text{ in}^2) = 1.195,5140 \text{ in}^2 \\
 &= 30,3660 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan air pendingin (v)

$$v = \frac{V_p}{A} = \frac{0,2414 \text{ m}^3/\text{jam}}{30,3660 \text{ m}^2} = 0,00795 \text{ m/jam}$$

Tebal dinding jaket (dj)

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *High Alloy Steel 316* (Peters, et.al., 2004), diperoleh data :

Joint efficiency (E) = 0,85 (Peters, et.al., 2004)

Allowable stress (S) = 18.700 Psi (Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi (C) = 0,1 in/tahun x 10 tahun = 1 in

Tebal jaket pendingin :

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} + Cc \text{ (Peters, et.al., 2004)}$$

$$t = \frac{(30,3660 \text{ m}^2)(35,5736 \text{ in})}{(18.700 \text{ Psi})(0.85) - 0,6(30,3660 \text{ m}^2)} + 1 \text{ in}$$

$$t = 1,068 \text{ in}$$

Dipilih tebal silinder standar = 1,125 in (Brownell & Young, 1959)

f. Spesifikasi *Nozzle*

- Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \text{ (Coulson, pers.5.14)}$$

Dimana;

G = Flowrate gas masuk reaktor = 1,8336 kg/s

ρ = densitas gas umpan = 1,8376 kg/m³

Sehingga;

$$D_{opt} = 320,64 \text{ mm}$$

$$= 12,623 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1980), dipilih ukuran standar:

$$ID = 13,09 \text{ in}$$

$$OD = 14,0 \text{ in}$$

- Diameter saluran gas keluar

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \text{ (Coulson, pers.5.14)}$$

Dimana;

G = Flowrate gas masuk reaktor = 1,36121 kg/s

$$\rho = \text{densitas gas umpan} = 2,4754 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga;

$$D_{\text{opt}} = 246,715 \text{ mm}$$

$$= 9,685 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1980), dipilih ukuran standar:

$$\text{ID} = 9,75 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 10,74 \text{ in}$$

- Diameter saluran masuk dan keluar pendingin

$$D_{\text{opt}} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson, pers.5.14})$$

Dimana;

$$G = \text{Flowrate gas masuk reaktor} = 0,0667 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas gas umpan} = 984,758 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga;

$$D_{\text{opt}} = 5,4277 \text{ mm}$$

$$= 0,213 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1980), dipilih ukuran standar:

$$\text{ID} = 0,215 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,4 \text{ in}$$

g. Perencanaan Penyangga

Perhitungan beban penyangga

- Berat bagian shell

$$W_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \times (\text{OD}_s^2 - \text{ID}_s^2) \cdot L \cdot \rho$$

Dimana :

IDs = Diameter dalam shell

$$= 70,6473 \text{ in}$$

ODs = Diameter luar shell

$$= \text{IDs} + 2 \text{ ts} \quad (\text{ts} = \text{tebal shell})$$

$$= 70,6473 + (2 \times 0,25 \text{ in}) = 71,1473 \text{ in}$$

H = tinggi shell (Panjang *tube*)

$$\rho = \text{densitas shell} = 0,2830 \text{ lb/in}^3$$

$$\begin{aligned}
 W_{shell} &= \frac{\pi}{4} x (OD_s^2 - ID_s^2) \cdot L \cdot \rho \\
 &= \frac{3,14}{4} x (71,1473^2 - 70,6473^2) \text{ in}^2 x 0,2830 \text{ lb/in}^3 \\
 &= 1828,7329 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Berat bagian tube
 - Berat tube (pipa) = 0,43 lb/ft
 - Berat satu buah tube = 0,43 lb/ft x 8,8647 ft
 - = 3,8118 lb
 - Berat total tube = berat 1 tube x jumlah tube
 - = 3,8118 lb x 3245 lb
 - = 12.369,4386 lb

- Berat bahan proses (W_{gas})

$$W_{gas} = V_G \cdot \rho_{bahan}$$

Dimana :

V_G = Volume gas dalam reaktor

$$= 3,5297 \text{ m}^3 x 35,315 \text{ ft}^3/\text{m}^3$$

$$= 124,6544 \text{ ft}^3$$

ρ = densitas gas = 0,089 lb/ft³

$$W_{bahan} = 124,6544 \text{ ft}^3 x 0,089 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 11,0942 \text{ lb}$$

- Berat tutup reaktor

$$W_{tutup} = \frac{\pi x d^2 x t}{4} x \frac{\rho}{1728} \quad (\text{Brownell \& Young, ha.172})$$

Dimana:

D = diameter head

$$= OD + OD/24 + 2 x sf + (2/3)$$

$$= 80,5076 \text{ in} = 6,7089 \text{ ft}$$

$$W_{tutup} = \frac{3,14 x 80,5076^2 x t}{4} x \frac{482}{1728}$$

$$= 1.903,85388 \text{ lb}$$

- Berat jaket pendingin

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket}} &= \pi/4 \times (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \times H \times \rho \\ &= 0,785 \times (6,7622^2 - 2,9644^2) \times 9,84 \times 493,75 \\ &= 137.670,8854 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat katalis (W_{katalis})

$$\begin{aligned} W_{\text{katalis}} &= 13.060,2125 \text{ kg} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg} \\ &= 28.792,35567 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat *Attachment*

Berat *attachment* merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, hal.157

$$\begin{aligned} W_a &= 18\% \times W_{\text{shell}} \\ &= 18\% \times 1828,7329 \text{ lb} \\ &= 329,1719 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka berat total (W)

$$\begin{aligned} W &= W_{\text{shell}} + W_{\text{pipa}} + W_{\text{gas}} + (2 \times W_{\text{tutup}}) + W_{\text{Attachment}} + W_{\text{katalis}} \\ &= 1828,7329 + 12.369,4386 + 11,0942 + 137.670,8854 + \\ &\quad 28.792,35567 + 329,1719 \text{ lb} \\ &= 184.809,3866 \text{ lb} \\ &= 83.828,2273 \text{ kg} \end{aligned}$$

Kolom penahan

Direncanakan menggunakan 4 penahan jenis 1-Beam

$$\begin{aligned} \text{Beban tiap kolom} &= \frac{\text{berat total reaktor}}{4} \\ &= \frac{184.809,3866 \text{ lb}}{4} \\ &= 46.202,3466 \text{ lb} \end{aligned}$$

Tinggi reaktor = 3,0639 m

Letak bracket = 60% tinggi total reaktor

$$= 60\% \times 3,0639 \text{ m} = 1,838 \text{ m} = 72,3755 \text{ in}$$

diambil jarak dari dasar reaktor ke lantai 3 in.

jadi panjang kolom penyangga = 72,3755 + 3 in = 75,3755 in

Dipilih kolom penyangga jenis 1-Beam American Standart ukuran 12" x 5"

Dari Hasse tabel 7-2 diperoleh : A = 10,2 in²

$$L_{x-x} = 227 \text{ in}$$

$$L_{y-y} = 10 \text{ in}$$

$$K_{x-x} = 4,72 \text{ in}$$

$$K_{y-y} = 0,99 \text{ in}$$

$$\text{Beban tiap kolom penyangga} = \frac{P}{A} = \frac{46.202,3466 \text{ lb}}{4} = 11.550,5866 \text{ lb/in}^2$$

Analisa terhadap sumbu X-X :

$$\frac{L}{K_{x-x}} = \frac{72,3755 \text{ in}}{4,72} = 15,9694$$

$$\frac{P}{A} = 17000 - 0,485 \left(\frac{L}{K_{x-x}} \right)^2 = 17000 - (0,485 \times 15,9694^2)$$

$$= 16.876,3143 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} > 742,516 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Analisa terhadap sumbu y-y :

$$\frac{L}{K_{y-y}} = \frac{72,3755 \text{ in}}{0,99} = 76,1369$$

$$\frac{P}{A} = 17000 - 0,485 \left(\frac{L}{K_{y-y}} \right)^2 = 17000 - (0,485 \times 76,1369^2)$$

$$= 14.188,5342 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} > 742,516 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Jadi penyangga jenis I - Beam dengan ukuran 12" x 5" dapat digunakan.

7. Kondensor Parsial (CP-01)

Fungsi : menurunkan temperatur dan mengkondensasikan sebagian produk yang keluar dari reaktor (R-01)

Jenis : 2-4 Tube & Shell Heat Exchanger

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 150°C

Tekanan : 1,4 bar = 1,38 atm

Kapasitas panas : 516.041,1465 kkal/jam = 2.047.806,082 Btu/jam

Fluida panas:

- Laju alir komponen masuk, $F = 12.130,8766 \text{ kg/jam}$
 $= 27.251,5166 \text{ lbm/jam}$
- Temperatur masuk, $T_1 = 350^\circ\text{C} = 662 \text{ F}$
- Temperatur keluar, $T_2 = 150^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$

Fluida dingin:

- Laju alir pendingin masuk, $F = 10.199,1603 \text{ kg/jam}$
 $= 22.485,2727 \text{ lbm/jam}$
- Temperatur masuk, $t_1 = 30^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$
- Temperatur keluar, $t_2 = 50^\circ\text{C} = 122 \text{ F}$

Perhitungan desain sesuai dengan literatur D.Q (Kern, 1965)

$$1) \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(662 - 122) - (122 - 86)}{\ln \frac{(662 - 122)}{(122 - 86)}} = 129,60^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{662 - 302}{122 - 86} = 10$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{122 - 86}{662 - 86} = 0,07$$

Diperoleh $f = 0,98$, $\Delta t = 0,98 \times 129,60^\circ\text{F} = 127,008^\circ\text{F}$

2) Temperatur average, T_{avg} dan t_{avg} ;

$$T_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{392 + 392}{2} = 392^\circ\text{F}$$

$$t_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{86 + 392}{2} = 194^\circ\text{F}$$

a. Dari tabel.8 hal.840 (Kern, 1965), fluida panas light organic dan fluida dingin air, diperoleh $UD = 75-150 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$, Diambil $UD = 75 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{2.047.806,082 \text{ Btu/jam}}{75 \text{ Btu / jam.ft}^2\text{F} \times 101,5228^\circ\text{F}} = 210,6796 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan shell dan tube heat exchanger dengan asumsi instalasi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern,1950) :

Tube

BWG : 18

Panjang tube : 16 ft

a'' : 0,3925

$$\text{Jumlah Tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{210,6796 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 32,0547 \text{ buah}$$

- a. Dari tabel. 9,842 (Kern,1965), nilai yang terdekat adalah 32 dengan OD shell 11/2 in dan OD tubes on 1 7/8 in triangular pitch

- b. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 32 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 200,96 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{2.100.307,919 \text{ Btu/jam}}{200,96 \text{ ft}^2 \times 129,6^\circ\text{F}} = 78,6274 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Maka data untuk shell side :

$N_t = 32$ tube Pass = 4

ID = 15 1/4 in Baffle space = 15 in

Fluida Dingin – Shell Side

- 3) Flow area shell, A_s ;

$$A_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_t}$$

Dimana :

IDs : diameter dalam shell = 15,25 in

B : Baffle spacing = 15 in

Pt : Tube pitch = 1,8750 in

C' : Clearance = 0,37 in

$$A_s = \frac{15,25 \times 0,37 \times 15}{144 \times 1,8750} = 0,3177 \text{ ft}$$

4) Mass Velocity, Gs

$$G_s = \frac{F}{A_s} = \frac{2.100.307,919 \text{ Btu/jam}}{0,3177 \text{ ft}^2} = 70.773,3173 \text{ lbm/ft}^2$$

5) Bilangan Reynold, Res ;

Dari fig. 28 (Kern, 1965) hal.838 dengan Tavg = 392 °F :

Equivalent diameter, De = 1,08 in = 0,09 ft

Viscositas, $\mu = 0,7 \text{ cP} = 1,693 \text{ lbm/ft.jam}$

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu} = \frac{0,09 \text{ ft} \times 70.773,3173 \text{ lbm/ft}^2}{1,693 \text{ lbm/ft.jam}} = 3.762,314$$

6) Dari fig.24 (Kern, 1965) hal.843 dengan Res = 3.858,6854 diperoleh ;

$$jH = 30$$

7) Perolehan data sebagai berikut berdasarkan Tc = 104°F

Spesifik heat, C = 0,45 Btu/lb°F (Kern, 1965)

Konduktifitas thermal, k = 0,363 Btu/jam FtoF (Kern, 1965)

$$\left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,45 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F} \times 1,693 \text{ lbm/ft jam}}{0,363 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}}\right)^{1/3} = 1,2803$$

8) Heat transfer koefisien (inside fluid), hi;

$$hi = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \times \phi_s$$

$$\frac{hi}{\phi_s} = 30 \times \frac{0,363 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}}{0,09 \text{ ft}} \times 1,2803 \times 1$$

$$= 154,9196 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}$$

9) Korelasi hi ~ hio ;

$$Hio = hi - \frac{ID}{OD} = 154,9196 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F} - \frac{15,25 \text{ ft}}{1,5 \text{ ft}}$$

$$= 144,7529 \text{ Btu/ jam ft}^\circ\text{F}$$

Fluida Panas – Tube Side

- 3) Flow area tube, A_t ;

$$A_t' = 1,54 \text{ in}^2 \quad (\text{Kern, 1965, hal 843})$$

$$A_t = \frac{Nt \times A_t'}{144 \times n} = \frac{32 \times 1,54}{144 \times 4} = 0,0855 \text{ ft}^2$$

- 4) Mass velocity, G_t ;

$$G_t = \frac{W}{A_t} = \frac{22.458,2727 \text{ lbm/jam}}{0,0855 \text{ ft}^2} = 318.524,22 \text{ Btu/ft}^2\text{jam}$$

- 5) Bilangan Reynold, Ret ;

Dari fig. 28 (Kern, 1965) hal. 838 dengan $t_{avg} = 194^\circ\text{F}$

Equivalent diameter, $D_e = 1,08 = 0,09 \text{ ft}$

Viscositas, $\mu = 0,0556 \text{ lbm/ft jam}$

$$Ret = \frac{D_e \times G_t}{\mu} = \frac{0,09 \text{ ft} \times 318.524,22 \text{ Btu/ft}^2\text{jam}}{0,0556 \text{ lbm/ft jam}} = 599.534,7587$$

- 6) Dari fig.24 (Kern, 1965) hal.834 dengan $Res = 13.749,7798$ diperoleh $jH = 800$

- 7) Perolehan data sebagai berikut berdasarkan $t_{avg} = 482^\circ\text{F}$

Spesifik heat, $C = 0,998 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (hal.805, Kern, 1965)

Konduktifitas thermal, $k = 0,351 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$ (App.2-6, Geankopliss)

$$\left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,998 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F} \times 0,0556 \text{ lbm/ft jam}}{0,351 \text{ Btu/jamft}^\circ\text{F}}\right)^{1/3} = 0,4412$$

- 8) Heat transfer koefisien (inside fluid), h_o ;

$$h_o = jH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{C \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \times \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 800 \times \frac{0,351 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}}{0,09 \text{ ft}} \times 0,4412 \times$$

$$= 1.315,4733 \text{ Btu/jam}^\circ\text{F}$$

9) Koefisien perpindahan panas keseluruhan untuk permukaan bersih, U_c ;

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{144,7529 \text{ Btu/jam.ft}^{\circ}\text{F} \times 1.315,4733 \text{ Btu/jam}^{\circ}\text{F}}{144,7529 \text{ Btu/jam.ft}^{\circ}\text{F} + 1.315,4733 \text{ Btu/jam}^{\circ}\text{F}} \\ &= 130,4034 \text{ Btu/jam.ft}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

10) Faktor pengotor, R_d ;

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{130,9808 - 75}{130,9808 \times 75} \\ &= 0,005 \end{aligned}$$

R_d hitung (0,005) $\geq R_d$ batas (0,003), maka spesifikasi kondensor diterima.

Pressure Drop – Shell Side

11) Pada $Re_s = 3.762,314$ dari fig. 29 (Kern, 1965), diperoleh $f = 0,0001$

12) Perubahan tekanan, ΔP ;

$$N + 1 = 12 (L/B) = 12 \left(\frac{16}{15} \right) = 12,5902 \text{ (Pers. 7.43 Kern, 1965)}$$

$$D_s = \frac{16}{18,72} = 1$$

$$\phi = \left(\frac{\mu_c}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Spesifik gravity, $S = 0,87$ ($T_{avg} = 392^{\circ}\text{F}$) (Hal.808, Kern, 1965)

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi} \\ &= \frac{0,0001 \times (70.773,3173 \text{ lbm/ft}^2) \times 1 \times (4+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,09 \times 0,87 \times 1} \\ &= 0,01307 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔP (0,01307 psi) $< \Delta P$ ketentuan (10 psi), maka spesifikasi kondensor dapat diterima.

Pressure Drop – Tube Side

10) Pada $Re = 599.534,7587$ dari fig. 29 (Kern, 1965), diperoleh $f = 0,002$

11) Perubahan tekanan, ΔP ;

$$N + 1 = 12 (L/B) = 12 \left(\frac{16}{15}\right) = 12,8 \quad (\text{Pers. 7.43 Kern, 1965})$$

$$\phi = \left(\frac{\mu_c}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1$$

Spesifik gravity, $S = 1,917$ ($T_{avg} = 194^\circ\text{F}$) (Hal.808, Kern, 1965)

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot N}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi} \\ &= \frac{0,0001x (318.524,22 \text{ Btu}/ft^2\text{jam})^2 x 16x 4}{5,22 \cdot 10^{10} x 0,09 x 1,917x 1} \\ &= 0,0721 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔP (0,0721 psi) < ΔP ketentuan (10 psi), maka spesifikasi kondensor dapat diterima.

8. Knock Out Drum (KD-01)

Fungsi : Memisahkan fasa gas dan liquid hasil keluaran kondensor

Parsial (CP-01)

Tipe : Vertical Vessel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 150°C

Tekanan : $1,03 \text{ bar} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$

Laju alir liquid, F_L : $3.156,5657 \text{ kg}/\text{jam} = 6.680,6679 \text{ lb}/\text{jam}$

Laju alir gas, F_G : $8.974,3109 \text{ kg}/\text{jam} = 20.292,493 \text{ lb}/\text{jam}$

Densitas liquid : $1.528,92 \text{ kg}/\text{m}^3 = 0,055 \text{ lb}/\text{in}$

Densitas gas : $1,3171 \text{ kg}/\text{m}^3$

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik liquid, } Q_L &= \frac{F_L}{\rho_L} \\ &= \frac{3.156,5657 \text{ kg}/\text{jam}}{1.528,92 \text{ kg}/\text{m}^3} \\ &= 2,0645 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0005 \text{ m}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetrik gas, } Q_G &= \frac{F_G}{\rho_G} \\
 &= \frac{8.974,3109 \text{ kg/jam}}{1,3171 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 6.813,4777 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1,8926 \text{ m}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan gas, } v_G &= 0,035 \text{ m/det} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \quad (\text{Pers.10.10, Chemical Enggineer}) \\
 &= 0,035 \text{ m/det} \times \sqrt{\frac{1.528,92 \text{ kg/m}^3}{1,3171 \text{ kg/m}^3}} \\
 &= 1,1924 \text{ m/det}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan liquid, } v_L &= 0,035 \text{ m/det} \times \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{Pers.10.10, Chemical Enggineer}) \\
 &= 0,035 \text{ m/det} \times \sqrt{\frac{1,3171 \text{ kg/m}^3}{1.528,92 \text{ kg/m}^3}} \\
 &= 0,001 \text{ m/det}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vessel area, } A &= \frac{Q_G}{v_G} \\
 &= \frac{1,8926 \text{ m}^3/\text{det}}{1,1924 \text{ m}^3/\text{det}} \\
 &= 1,5871 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter vessel, } D_v &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 1,5871 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,4219 \text{ m} \\
 &= 55,9803 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Asumsi waktu tinggal $t = 3600$ detik

$$\begin{aligned}
 \text{Volume vessel, } V_v &= Q_L \times t \\
 &= 0,0005 \text{ m}^3/\text{det} \times 3600 \text{ detik} \\
 &= 1,8 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Liquid depth, } T_L = \frac{\text{Volume}}{\text{Vessel area}}$$

$$= \frac{1,8 \text{ m}^3}{1,4219 \text{ m}}$$

$$= 1,1341 \text{ m}$$

Tinggi Liquid, $H_L = \text{Diameter vessel} + 6 \text{ in}$ diatas inlet nozzle

$$= 1,4219 \text{ m} + 0,152 \text{ m}$$

$$= 1,5739 \text{ m}$$

$$= 61,9645 \text{ in}$$

Tinggi vessel, $H_v = H_L + T_L + 6 \text{ in}$ diatas inlet nozzle

$$= 1,5739 \text{ m} + 1,1341 \text{ m} + 0,152 \text{ m}$$

$$= 2,86 \text{ m}$$

Tekanan desain, P :

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{\rho(H_L-1)}{144} + P_o \text{ (Pers.3.17 Brownell \& Young,1959)}$$

$$= \frac{0,055 \text{ lbm/in}^3 (61,9645 \text{ in}-1)}{144} + 14,7 \text{ Psi}$$

$$= 25,3311 \text{ psi}$$

Jika faktor keamanan = 10%

$$P_{\text{desain}} = (1 + 0,1) 25,3311 \text{ psi}$$

$$= 27,8642 \text{ psi}$$

Tebal dinding tangki (bagian silinder), d ;

- Faktor korosi (C) = 0,125 in/thn
- Allowable working stress (S) = 17.500 lb/in² (Brownell,1959)
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Umur alat (A) direncanakan = 10 tahun

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times R}{SE-0,6P} + (C \times A) \quad \text{(Timmerhaus,2004)}$$

$$ts = \frac{25,3311 \text{ psi} \times 27,99 \text{ in}}{(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 25,3311 \text{ psi})} + (0,125 \text{ in/thn} \times 10 \text{ thn})$$

$$= 1,3 \text{ in}$$

Tebal dinding head (tutup tangki), th;

- Faktor korosi (C) = 0,125 in/thn
- Allowable working stress (S) = 17.500 lb/in² (Brownell,1959)
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Umur alat (A) direncanakan = 10 tahun

$$\text{Tebal head (th)} = \frac{P \times R}{2SE - 0,6P} + (C \times A) \quad (\text{Timmerhaus,2004})$$

$$= \frac{16,2160 \text{ psi} \times 70,5039 \text{ in}}{(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 16,2160 \text{ psi})} + (0,125 \text{ in/thn} \times 10 \text{ thn})$$
$$= 1,3 \text{ in}$$

Maka dipilih tebal silinder 1 ½ in.

9. Pompa *Phthalic Anhydride* (P-02)

Fungsi : Mengalirkan *phthalic anhydride* dari *knock out drum* (KD-01) ke Flaker (FL-01)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Kondisi operasi

Laju alir massa, F : 3156,5657 kg/jam = 1,9330 lbm/s

Densitas campuran : 1530 kg/m³ = 95,1547 lbm/ft³

Viskositas campuran : 0,2779 cP = 0,0007 lbm/ft.s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{1,9330 \text{ lbm/s}}{95,1547 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0202 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, De :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus,1991})$$
$$= 3,9 \times (0,0256)^{0,45} \times (54,9504)^{0,13}$$
$$= 1,21 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 1,5 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,25 in = 0,1041 ft

$$\begin{aligned}\text{Outside diameter} &= 1,66 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft} \\ \text{Inside sectional area} &= 0,01414 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,9330 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,01414 \text{ ft}^2} = 1,4312 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Bilangan Reynold, NRe} &= \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} \\ &= \frac{95,1547 \text{ lbm/ft}^3 \times 1,4312 \text{ ft/s} \times 0,1041 \text{ ft}}{0,0007 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 244.114,9727\end{aligned}$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

Pada NRe = 244.144,9727 dan $\varepsilon/D = 0,0004$

Maka diperoleh harga $f = 0,004$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan (ΣL)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 30 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,1041 \text{ ft} = 0,4164 \text{ ft}$
- 2 buah elbow standar 90° ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,1041 \text{ ft} = 6,2460 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,1041 \text{ ft} = 1,6656 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,1041 \text{ ft} = 3,7476 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned}L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 30 + 0,4164 + 6,2460 + 1,6656 + 3,7476 \\ &= 42,0756 \text{ ft}\end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned}(\sum F) &= \frac{4f.v^2 \sum L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 0,004 \times (1,4312 \text{ ft/s})^2 \times 42,0756 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,1041 \text{ ft}} \\ &= 0,2283 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= 0 + 5 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + \frac{0 \text{ lbf/ft}^2}{0,0005 \text{ lbm/ft}^3} + 0,2283 \\ &= 38,1816 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 40 % (Coulson,2005)

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho Q W_s}{\eta} \\ &= \frac{95,1547 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,0202 \text{ ft}^3/\text{s} \times 38,1816 \text{ ft.lbf/lbm}}{0.4} \\ &= 184,5125 \text{ ft.lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\ &= 0,3354 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Maka dipilih pompa yang berdaya motor 1/2 hp.

10. Flaker (FL-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya kristalisasi *phthalic Anhidride*

Bahan konstruksi : Alloy steel SA-204

Jumlah : 1

Kondisi proses

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Perhitungan

Ukuran Panjang kristal yang diinginkan = 580 μm

Ukuran kristal rata-rata = 580 μm = 0,058 cm

Mesh = 25 mesh

Bentuk kristal = Triagonal

Densitas = 1,5289 g/m^3

a. ρ slurry (MT)

$$\rho = 1,5289 \text{ g}/\text{m}^3$$

$$\rho = 1528 \text{ kg}/\text{jam}^3$$

$$\rho = 95,3899 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$T^* = 380 \text{ }^\circ\text{C} = 653,5 \text{ K}$$

$$T = 374,44 \text{ }^\circ\text{C} = 647,944 \text{ K}$$

b. Diffusivitas (Kd)

Kristalisasi terjadi pada titik saturasi 131°C hingga 47°C

$$\Phi = 2,26$$

(Wallas)

$$T^* = 131^\circ\text{C} = 404,75 \text{ K}$$

$$T = 47^\circ\text{C} = 320,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{mean}} = 362 \text{ K}$$

$$\mu = 0,0056 \text{ g}/\text{cm}\cdot\text{s}$$

$$V_a = \frac{1000}{F}$$

$$= \frac{1000}{3.156,5657 \text{ kg}/\text{jam}}$$

$$= 0,3167 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

$$= 316,7999 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

$$D_{AS} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} \cdot (\Phi B M_s)^{1/2} \cdot T}{\mu_s \cdot V_A^{0,6}}$$

$$= \frac{117,3 \cdot 10^{-18} \cdot (2,26 \times 145,6)^{1/2} \cdot 362 \text{ K}}{0,0056 \text{ g/cm.s} \times 316,7999 \text{ cm}^3/\text{mol}}$$

$$= 7,71227 \text{E-13 cm}^2/\text{s}$$

$$K_d = \frac{2 \times D_{AS}}{l \cdot c}$$

$$= \frac{2 \times 8,7 \text{E-12 cm}^2/\text{s}}{0,058 \text{ cm}}$$

$$= 3,0145 \text{E-10 cm/s}$$

c. Growth koefisien (K_G)

$$K_s = L_c^{-1/3}$$

$$K_s = 0,058^{-1/3}$$

$$= 2,3494 \text{ cm/s}$$

$$K_g = \frac{K_d \times K_s}{K_d + K_s}$$

$$= \frac{3,0145 \text{E-10 cm/s} \times 2,3494 \text{ cm/s}}{3,0145 \text{E-10 cm/s} + 2,3494 \text{ cm/s}}$$

$$= 3,0145 \text{E-10 cm/s}$$

d. Laju Pengkristalan

$$\frac{dL}{dt} = 3 \cdot k_g (T^* - T)^g$$

Dengan :

L = Ukuran butir kristal

t = waktu

$dL/dt = (G)$ = kecepatan pertumbuhan kristal

K_g = koefisien transfer massa overall untuk pertumbuhan kristal

T^* = Melting point phthalic anhydride (K)

T = Titik supersaturasi (K)

g = Bernilai 1,5-2,5 (dipilih 2,5)

A = Luas permukaan kristal

ρc = Densitas kristal phthalic anhydride

$$\begin{aligned}\frac{dL}{dt} &= 3.30145E-10 \text{ cm/s } (T^* - T)^{2,5} \\ &= 5,9533E-05 \text{ cm/s}\end{aligned}$$

e. Waktu tinggal (τ)

Waktu tinggal dihitung sama dengan waktu untuk mencapai ukuran kristal

25 mesh

$$T = Lc/G = 0,058 \text{ cm } / 5,9533E-05 \text{ cm/s} = 974,2391 \text{ s}$$

f. Menentukan jumlah unit kristalizer

$$T = 947,2391 \text{ sekon} = 0,2706 \text{ jam}$$

$$V = \frac{\text{Aliran slurry(magma)}}{\rho m} \times t$$

$$= \frac{3.156,5657 \text{ kg/jam}}{1.528,92 \text{ kg/m}^3} \times 0,2706 \text{ jam}$$

$$= 0,5586 \text{ m}^3$$

$$= 19,7267 \text{ ft}^3$$

g. Volume perancangan

Overdesain = 10%

$$V_p = 110\% \times \text{Volume cairan}$$

$$= 110\% \times 0,5586 \text{ m}^3$$

$$= 162,3337 \text{ gal}$$

h. Tebal jaket

$$tw = \frac{P \times Ri}{SE-0,6P} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$= \frac{16,2160 \text{ psi} \times 70,5039 \text{ in}}{(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 16,2160 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/thn}$$

$$= 1,32 \text{ in}$$

Dengan : (Brownell, 1959)

- Faktor korosi (C) = 0,125 in/thn
- Internal pressure (P) = 17,64 psia
- Inside radius (Ri) = 12 in
- Allowable working stress (S) = 18.700 lb/in²

- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Umur alat (A) direncanakan = 10 tahun

$$tw = \frac{P \times Ri}{SE - 0,6P} + C$$

$$= \frac{17,64 \text{ psi} \times 12 \text{ in}}{(18.700 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in/thn}$$

$$= 0,1391 \text{ in}$$

Tebal dinding kristalizer standar (tw) = 0,1875 in = 0,005 m = 0,02 ft.

11. Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Mengangkut *Phthalic Anhydride* dari Flaker (F-01) ke Bucket Elevator (BE-01)

Jenis : Troughed belt on 45°C

Jumlah : 1 unit

Laju alir : 3.156,5657 kg/jam

Densitas (ρ) : 1530 kg/m³ = 0,0559 lbm/in³

Direncanakan :

Panjang belt = 10 m (32,8 ft)

Sudut elevasi = 0°

Data dari Perry edisi 6, tabel 7-7, hal 7-10 diketahui:

Kapasitas angkut = 32 ton/jam

Lebar belt = 14 in

Kecepatan belt = 100 ft/menit (100 lb/ft³)

Power yang diperlukan dihitung dengan persamaan pada hal 57 Brown, yaitu;

$$Hp = \frac{F(L+Lo)(T+0,03Ws) + (Tx \Delta Z)}{990}$$

Dimana:

F = faktor friksi (diambil 0,05 untuk plain bearing)

L = Panjang belt; ft

Lo = 100 ft untuk plain bearing

S = Kecepatan belt; ft/menit

Z = Kenaikan elevasi ; ft

W = Berat belt conveyor; lb/ft Panjang belt

T = Kapasitas angkut; ton/jam

Kecepatan belt yang didesain (S):

$$S = \frac{0,05(32,8+100)((3.156,5657+0,03+14 \times 28,3))+(3.156,5657 \times 0)}{990}$$

$$= 0,41 \text{ Hp}$$

Dari fig 14-38 Peters, hal 521 didapat efisiensi motor $\eta = 80\%$. Maka power motor :

$$P = \frac{0,41 \text{ Hp}}{0,80} = 0,175 \text{ Hp}$$

Digunakan power motor dengan power standar = 1 Hp

12. Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi : mengangkut *Phthalic Anhydride* ke Silo (S-01)

Jenis : *Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*

Bahan : *Malleable-iron*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm (14,699 psi)

Laju bahan yang diangkut = $3.156,5657 \text{ Kg/jam} = 0,8768 \text{ kg/s}$

Faktor kelonggaran, $f_k = 12\%$ (Perry & Green, 1999)

Kapasitas = $1,12 \times 3.156,5657 \text{ kg/jam} = 3535,3535 \text{ kg/jam} = 3,5353 \text{ ton/jam}$

Untuk *bucket elevator* kapasitas < 14 ton/jam, spesifikasi :

- Tinggi *elevator* = 25 ft = 7,62 m
- Ukuran *bucket* = (6 x 4 x 4¼) in (Perry & Green, 1999)
- Jarak antar *bucket* = 12 in = 0,305 m
- Kecepatan *bucket* = 225 ft/mnt = 68,6 m/mnt = 1,143 m/s
- Kecepatan putaran = 43 rpm
- Lebar *belt* = 7 in = 0,1778 m = 17,78 cm

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P):

$$P = 0,07 m^{0,63} \Delta z$$

Dimana : P = daya (kW)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta z = \text{tinggi elevator (m)} = 25 \text{ ft} = 7,62 \text{ m}$

Maka :

$$P = 0,07 \times 0,8768^{0,63} \times 7,62$$

$$P = 0,4909 \text{ kW} = 0,6583 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$

13. Silo (S-01)

Fungsi : Tempat penyimpanan *Phthalic Anhydride*
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C
Bentuk : Silinder vertical dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut

Jumlah

Kondisi proses

Temperatur : $30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$

Tekanan : $1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$

Laju alir : $3.156,5657 \text{ kg/jam}$

Densitas : $1.530 \text{ kg/m}^3 = 0,0559 \text{ lbm/in}^3$

Perhitungan

Waktu tinggal, $t = 7 \text{ hari}$

a. Volume bahan, V_b

$$\begin{aligned} V_b &= \frac{F}{\rho_{\text{bahan}}} \times t \\ &= \frac{3.156,5657 \text{ kg/jam}}{1.530 \text{ kg/m}^3} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 346,6032 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran, $fk = 20\%$

$$\begin{aligned} \text{Volume silo } V_T &= V_C (1 + fk) \\ &= 346,6032 \text{ m}^3 (1 + 20\%) \\ &= 415,9239 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Silo dirancang dengan kondisi :

- Perbandingan tinggi (H) = 1,5 Diameter (D)
- Sudut konis 45°

b. Dimensi Tangki

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + \text{volume konis}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder, } V_s &= \frac{\pi}{4} x D^2 x H \\ &= \frac{\pi}{4} x D^2 x 1,5 D \\ &= 1,17775 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis, } V_k &= \frac{\pi}{2} x D^2 x \alpha \\ &= \frac{\pi}{2} x D x t g 45 \\ &= \frac{\pi}{2} x D^2 x \frac{1}{2} x D = \frac{1}{24} x \pi x D^3 = 0,1308 D^3 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_k \\ &= 1,17775 D^3 + 0,1308 D^3 \\ &= 1,3083 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki, } D &= \left(\frac{V}{1,3083} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{415,9239 \text{ m}^3}{1,3083} \right)^{1/3} \\ &= 5,63 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi silinder, } H = 1,5 x D = 1,5 x 5,63 \text{ m} = 8,44 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi konis, } h = \frac{1}{2} x D = \frac{1}{2} x 5,63 \text{ m} = 2,81 \text{ m}$$

c. Tebal dinding shell, t_s

Tebal dinding tangki (bagian silinder), d ;

$$\text{Tebal silinder (} t_s \text{)} = \frac{P \times R}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownel, 1959})$$

- Faktor koreksi (C) = 0,125 in/thn
- Allowable working stress (S) = 17.500 lb/in² (Brownell, 1959)
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- R = jari-jari tangki, in
 $= \frac{1}{2} x D = \frac{1}{2} x 5,63 \text{ m} = 2,81 \text{ in}$

Diambil faktor keamanan 20%, maka

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,20 + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,20 + 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times R}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\begin{aligned} \text{ts} &= \frac{17,6351 \text{ psi} \times 2,81 \text{ in}}{(17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 17,6351 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,12 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar = 3/16

d. Tebal tutup bawah

$$T_c = \frac{P \times d}{2 \cos \alpha (f \times \varepsilon - 0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Dimana,

- Faktor korosi (C) = 0,125 in/thn
- Allowable working stress (S) = 17.500 lb/in² (Brownell, 1959)
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- α = sudut konic
- D = diameter

Maka,

$$\text{Tebal (tc)} = \frac{P \times d}{2 \cos \alpha (f \times \varepsilon - 0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{17,6351 \text{ psi} \times 2,81 \text{ in}}{2 \cos 45^\circ \times (17.500 \text{ lb/in}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 17,6351 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,1281 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar, 3/16.

BAB VII UTILITAS

D.1 PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT PENGOLAHAN AIR

1. *Screening* (SC)

Fungsi : Untuk menyaring partikel-partikel padat dan kotoran dari air sungai

Jenis : *Bar screen*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless stell*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³

Laju alir massa (F) = 11.402,5965 kg/jam

Laju alir volume (Q) = $\frac{11.402,5965 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$
= 0,003181 m³/s

Direncanakan ukuran *screening*:

Panjang *screen* = 2 m

Lebar *screen* = 2 m

Dari tabel 5.1 *Physical Chemical Treatment of Water and Waste water*, diperoleh:

Ukuran bar

Lebar = 5 mm

Tebal = 20 mm

Bar cleaning space (slope) = 20 mm

Misalkan, jumlah bar = X

Maka, $20X + 20(X + 1) = 2000$

$40X = 1980$

$X = 49,5 \approx 50$ buah

Luas area penyaringan,

$A_2 = 20 + (50+1)(2000) = 2.040.000 \text{ mm}^2 = 2,04 \text{ m}^2$

Untuk pemurnian air sungai menggunakan bar screen, diperkirakan

$C_d = 0,6$ dan 30% screen tersumbat.

Head loss (Δh) = $\frac{Q}{2gC_d^2 A_2^2} = \frac{0,003181 \text{ m}^3/\text{s}^2}{2(2,8)(0,6)^2(2,04)^2} = 1,08 \times 10^{-4} \text{ m}$ dari air

2. Pompa Screening (PU-01)

Fungsi : Memompa air dari *screening* ke bak sedimentasi

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Densitas H_2SO_4 (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lbm/s}$ (Perry,1997)

Viskositas = $0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$ (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa, F = $11.402,5965 \text{ kg/jam} = 6,9826 \text{ lbm/s}$

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,9826 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} = 0,1123 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3,9 \times (0,1123)^{0,45} \times (62,16)^{0,13}$$

$$= 2,49 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 3 in

Schedule number = 40

Inside diameter = $3,068 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$

Outside diameter = $3,5 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$

Inside sectional area = $0,0513 \text{ ft}^2$

b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1123 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513} = 2,1897 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 2,1897 \times 0,2556}{0,0005} = 69.599,2107$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0002$ (Geankoplis,1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust,1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2556 = 3,3136$ ft
- 3 buah elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$) (Foust,1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,2556 = 15,34$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust,1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2556$ ft = 6,136 ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust,1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,2556 = 12,7833$ ft

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 3,3136 + 15,34 + 6,136 + 12,7833 \\ &= 57,583 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f.v^2 \sum L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 1,6649 \times (2,1897 \text{ ft/s})^2 \times 57,583 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbf.ft} / \text{lbm.s}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} \\ &= 1,0442 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 6,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\
 &= (0) + 6,5 ft \frac{32,174 ft/s^2}{32,174 ft.lbm/lbf.s^2} + (0) + 1,0442 \\
 &= 7,5542 ft.lbf/lbm
 \end{aligned}$$

Daya pompa, P :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\
 &= \frac{62,16 \text{ lbf} \cdot \text{ft}^3 \times 0,1123 \text{ ft}^3/\text{s} \times 7,5542 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\
 &= 0,0957 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0957}{0,75} = 0,1277 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

3. Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi : Menampung dan mengendapkan lumpur dari air sungai

Jenis : Bak dengan permukaan persegi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³

Laju alir massa (F) = 11.402,5965 kg/jam

Lama penampungan = 7 jam

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume bak} = \frac{1,2 \times 11.402,5965 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 7 \text{ jam} = 96,1973 \text{ m}^3$$

Dimensi bak :

Panjang bak = 3 x tinggi bak

Lebar bak = 3 x tinggi bak

$$\begin{aligned} \text{Maka, volume bak} &= p \times l \times t \\ 96,1973 \text{ m}^3 &= 3t \times 3t \times t \\ t &= 3,5628 \text{ m} \end{aligned}$$

$$p = 3 \times 3,5628 \text{ m} = 10,6885 \text{ m}$$

$$l = 3 \times 3,5628 \text{ m} = 10,6885 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak penampung} = 114,2461 \text{ m}^2$$

4. Pompa Sedimentasi (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air sungai dari bak sedimentasi ke
Clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Densitas = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lbm/s}$ (Perry,1997)

Viskositas = $0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$ (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa, F = $11.402,5965 \text{ kg/jam} = 6,9826 \text{ lbm/s}$

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,9826 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} = 0,1123 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3,9 \times (0,1123)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 2,49 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 3 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 3,068 in = 0,2556 ft

Outside diameter = 3,5 in = 0,2916 ft

Inside sectional area = $0,0513 \text{ ft}^2$

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1123 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513} = 2,1897 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 2,1897 \times 0,2556}{0,0005} = 69.599,2107$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0002$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2556 = 3,3136 \text{ ft}$
- 3 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,2556 = 15,34 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,136 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,2556 = 12,7833 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 3,3136 + 15,34 + 6,136 + 12,7833 \\ &= 57,583 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 1,6649 \times (2,1897 \text{ ft/s})^2 \times 57,583 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm} \cdot \text{ft} / \text{lb} \cdot \text{s}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} \\ &= 1,0442 \text{ ft} \cdot \text{lb} / \text{lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 12 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 1,0442 \\ &= 13,0436 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$P = \frac{\rho Q W_s}{550}$$

$$= \frac{62,16 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,1123 \text{ ft}^3/\text{s} \times 13,0436 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}$$

$$= 0,2206 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,2206}{0,75} = 0,2206 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

5. Tangki Pelarutan Aluminium Sulfat (TP-01)

Fungsi : Tempat melarutkan Aluminium Sulfat

Jenis : *Bar screen*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³

Laju alir massa air = 11.402,5965 kg/jam

Laju massa (Al₂(SO₄)₃) = 0,6271 kg/jam

Jenis dan sifat bahan :

Bahan yang dipakai adalah (Al₂(SO₄)₃) dengan kadar 15% berat, dengan sifat-sifat sebagai berikut :

$$\text{Densitas, } \rho = 1.139 \text{ kg/m}^3 = 71,105 \text{ lbm/ft}^3 \quad (\text{Perry,1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas, } \mu &= 0,72 \cdot 10^{-4} && (\text{Kirk Othmer, 1967}) \\ &= 1,072 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki

a. Volume tangki, V_T :

Waktu tingga, $t = 30$ hari

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V_c &= \frac{\text{Jumlah } Al_2(SO_4)_3 \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\ &= \frac{0,6271 \text{ kg/jam} \times 30 \times 24}{1.194,5} \\ &= 0,3964 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran, $f_k = 20\%$

$$\text{Volume tangki, } V_T = V_c (1 + f_k) = 0,3964 \text{ m}^3 \times (1,2) = 0,4757 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki $D:H = 1:1$

Volume shell tangki (V_s) :

$$\begin{aligned} \text{Volume shell } (V_s) &= \frac{1}{4} \pi D_i^2 H \\ (V_s) &= \frac{1}{4} \pi D^3 \end{aligned}$$

Volume tangki (V) = V_s

$$0,4757 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$D_i = 0,8462 \text{ m} = 33,314 \text{ in}$$

$$H_s = D$$

$$H_s = 0,8462 \text{ m}$$

c. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{0,3964}{0,4757} \times 0,8462 \text{ m} \\ &= 0,7051 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.139 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,8462 \text{ m} \\ &= 7.871,2113 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 7,8712 \text{ kPa} \\ P_{\text{design}} &= (1,2)(7,8712 + 101,325) \\ &= 131,0354 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Joint efficiency (E) = 0,8 (Brownell dan Young,1959)
 Allowable stress (S) = 13.750 psia (Brownell dan Young,1959)
 = 94.738,875 kPa
 Faktor korosi = 0,125 (Brownell dan Young,1959)

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times R}{SE - 0,6P} + (C) \\ &= \frac{131,0354 \times 33,314}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(131,0354)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,19 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Daya pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis,1993), diperoleh :

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 1/3 ; Da &= 1/3 \times 0,8462 = 0,282 \text{ m} = 0,9254 \text{ ft} \\ H/Dt &= 1 ; H &= 0,8462 \text{ m} = 2,7762 \text{ ft} \\ L/Da &= 1/4 ; L &= 1/4 \times 0,8462 = 0,2115 \text{ m} = 0,2115 \text{ ft} \\ W/Da &= 1/5 ; W &= 1/5 \times 0,8462 = 0,1692 \text{ m} = 0,5552 \text{ ft} \\ J/Dt &= 1/12; J &= 1/12 \times 0,8462 = 0,0705 \text{ m} = 0,2313 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Bilangan Reynold (N_{Re}):

$$\begin{aligned} (N_{Re}) &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\ &= \frac{(71,105 \frac{lbm}{ft^3}) \times 1 \times (0,9254 \text{ ft})^2}{0,00887 \frac{lbm}{ft \cdot s}} \\ &= 6.865,1515 \end{aligned}$$

$$N_p = 2 \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times Da^3 \rho}{gc} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{2 \times 1^3 \times 0,9254^3 \times 71,105}{32,174}$$

$$P = 3,5029 \text{ W}$$

$$= 0,0045 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 60\%$$

$$\text{Paktual} = \frac{0,0045}{0,6} = 0,007$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan daya pengaduk ditangki pelarutan alum yaitu sebesar ½ Hp.

6. Pompa Aluminium Sulfat (PU-04)

Fungsi	: Mengalirkan Aluminium Sulfat ke <i>clarifier</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Densitas	= 1.139 kg/m ³ = 71,105 lbm/s (Perry,1997)
Viskositas	= 0,8007 cP = 0,0005 lbm/ft.s (Kirk Othmer,1967)
Laju alir massa, F	= 0,2714 kg/jam = 0,00038 lbm/s

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,0038 \text{ lbm/s}}{71,105 \text{ lbm/ft}^3} = 0,00000054 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3 \times (0,00000054)^{0,45} \times (71,105)^{0,13} \\ &= 0,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 0,1 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 0,269 in = 0,0224 ft
Outside diameter	= 0,405 in = 0,0337 ft
Inside sectional area	= 0,0004 ft

b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,00000054 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004} = 0,0135 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } NRe = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{71,105 \times 0,0135 \times 0,0224}{0,0005} = 2,4264$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,002$$

Maka diperoleh harga $f = 6,5904$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0224 = 0,2914$ ft
- 3 buah elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,0224 = 1,345$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0224$ ft = 0,538 ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0224 = 1,1208$ ft

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,2914 + 1,345 + 0,538 + 1,1208 \\ &= 23,2952 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 6,5904 \times (0,0135 \text{ ft/s})^2 \times 23,2952 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2 \times 0,0224 \text{ ft}} \\ &= 0,7922 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 3 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 3 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 1,0442 \\ &= 3,7922 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{71,105 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,00000054 \text{ ft}^3 \times 3,7922 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,0046 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0046}{0,75} = 0,006 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp.

7. Tangki Pelarutan Soda abu (TP-02)

Fungsi : Tempat melarutkan soda ash

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-283 Grade C

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³

Laju alir massa air = 11.402,5965 kg/jam

Laju massa (Al₂(SO₄)₃) = 0,6787 kg/jam

Jenis dan sifat bahan :

Bahan yang dipakai adalah (Na₂CO₃) digunakan = 27 ppm (Mulya,2019) dengan konsentrasi sebesar 20% (Anggraini,2014).

$$\begin{aligned} \text{Laju massa (Na}_2\text{CO}_3) &= \frac{27}{1.000.000} \times 11.402,5965 = 0,3078 \text{ kg/jam} \\ &= 0,6787 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Densitas, $\rho = 1.208,60 \text{ kg/m}^3 = 75,417 \text{ lbm/ft}^3$ (Perry,1997)

Viskositas, $\mu = 2,03 \text{ cP}$ (Kirk Othmer, 1967)

$= 1,0014 \text{ lbm/ft.det}$

a. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki, V_T :

Waktu tinggal, $t = 30$ hari

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V_C &= \frac{\text{Jumlah } Al_2(SO_4)_3 \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\ &= \frac{0,3078 \text{ kg/jam} \times 30 \times 24}{1.327} \\ &= 0,1670 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran, $f_k = 20\%$

Volume tangki, $V_T = V_C (1 + f_k) = 0,1670 \text{ m}^3 \times (1,2) = 0,2004 \text{ m}^3$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki $D:H = 1:1$

Volume shell tangki (V_s) :

$$\begin{aligned} \text{Volume shell tangki } (V_s) &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ (V_s) &= \frac{1}{4} \pi D^3 \end{aligned}$$

Volume tangki (V) = V_s

$0,2004 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$

$D_i = 0,6343 \text{ m} = 24,9724 \text{ in}$

$H_s = D$

$H_s = 0,6343 \text{ m}$

c. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{0,1670}{0,2004} \times 0,6343 \text{ m} \\ &= 0,5285 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,6343 \text{ m} \\ &= 6.874,0148 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6,874 \text{ kPa} \\
 P_{\text{design}} &= (1,2)(6,874 + 101,325) \\
 &= 129,8388 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress (S)} &= 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959}) \\
 &= 94.738,875 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + C \\
 &= \frac{129,8388 \times 24,9724}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(129,8388)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Daya pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 1993), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 \times 0,6343 = 0,2114 \text{ m} = 0,6936 \text{ ft}$$

$$H/Dt = 1 ; H = 0,6343 \text{ m} = 2,0810 \text{ ft}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 0,2114 = 0,0528 \text{ m} = 0,1734 \text{ ft}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = 1/5 \times 0,2114 = 0,0422 \text{ m} = 0,1387 \text{ ft}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 \times 0,6343 = 0,052 \text{ m} = 0,1734 \text{ ft}$$

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Bilangan Reynold (N_{Re}):

$$\begin{aligned}
 (N_{Re}) &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\
 &= \frac{(82,8419 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}) \times 1 \times (0,6936 \text{ ft})^2}{0,0014 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\
 &= 28.052,6087
 \end{aligned}$$

$$N_p = 2 \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times Da^3 \times \rho}{gc} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{2 \times 1^3 \times 0,6936^3 \times 71,105}{32,174}$$

$$\begin{aligned}
P &= 1,7189 \text{ W} \\
&= 0,002 \text{ Hp} \\
\text{Efisiensi} &= 60\% \\
\text{Paktual} &= \frac{0,002}{0,6} = 0,0037 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan daya pengaduk ditangki pelarutan soda ash yaitu sebesar 0,5 Hp.

8. Pompa Soda Ash (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan soda ash ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commerial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Densitas = $1.327 \text{ kg/m}^3 = 82,8419 \text{ lbm/s}$ (Perry,1997)

Viskositas = $2,03 \text{ cP} = 0,0014 \text{ lbm/ft.s}$ (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa, F = $0,3078 \text{ kg/jam} = 0,00018 \text{ lbm/s}$

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,00018 \text{ lbm/s}}{82,8419 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0000022 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, De:

$$\begin{aligned}
D_{i,opt} &= 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} && (\text{Timmerhaus,1991}) \\
&= 3 \times (0,0000022)^{0,45} \times (82,8419)^{0,13} \\
&= 0,06 \text{ in}
\end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,1 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,269 in = 0,0224 ft

Outside diameter = 0,405 in = 0,0337 ft

Inside sectional area = $0,0004 \text{ ft}^2$

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,00000022 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004} = 0,056 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } NRe = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{82,8419 \times 0,056 \times 0,0224}{0,0001} = 7,4352$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,002$$

Maka diperoleh harga $f = 2,1518$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0224 = 0,2914$ ft
- 3 buah elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,0224 = 1,345$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0224$ ft = 0,538 ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0224 = 1,1208$ ft

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,2914 + 1,345 + 0,538 + 1,1208 \\ &= 23,2952 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 2,1518 \times (0,056 \text{ ft/s})^2 \times 23,2952 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,0224 \text{ ft}} \\ &= 0,0023 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 3 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 3 \text{ ft} \frac{0,00000022 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,0023 \\ &= 3,0023 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Daya pompa, P :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{82,8419 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,00000054 \text{ ft}^3/\text{s} \times 3,0023 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,0000001 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0000001}{0,75} = 0,0000014 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

9. Clarifier (CL-01)

Fungsi : Mengendapkan flok yang terbentuk karena Penambahan soda abu dan aluminium sulfat

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283, Grade C

Kondisi operasi

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Laju massa air : 11.402,5965 kg/jam

Laju massa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$: 0,6271 kg/jam

Laju massa Na_2CO_3 : 0,3078 kg/jam

Laju massa total, m : 11.403,5315 kg/jam

Densitas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$: 1.194,5 kg/m³

Densitas Na_2CO_3 : 1.327 kg/m³

Densitas air : 995,68 kg/m³

Perhitungan :

Dari Metcalf dan Eddy (1991), diperoleh :

Untuk *clarifier tipe upflow* (radial) :

Kedalaman air = 5-10 m

Settling time = 1-3 jam

Dipilih : kedalaman air (H) = 7 m, waktu pengendapan = 1jam

a. Diameter dan tinggi clarifier

Densitas larutan,

$$\rho = \frac{11.403,5315 \text{ kg/jam}}{\frac{11.403,5315}{995,68} + \frac{0,6271}{1.194,5} + \frac{0,3078}{1.327}}$$

$$\rho = 995,4520 \text{ kg/jam}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume cairan, } V = \frac{11.402,5965 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{995,4520 \text{ kg/jam}^3} = 11,4520 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1,2) \times 11,4520 \text{ m}^3 = 13,7424 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan tinggi dengan diameter silinder tangki,

$$H:D = 3:2.$$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$13,7424 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

Maka, diameter clarifier = 3,7425 m

Tinggi clarifier = 1,5 D = 1,5 x 3,7425 = 5,6137 m

b. Tebal dinding tangki

Tekanan hidrostatik :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 995,4520 \text{ kg/jam}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 7 \text{ m} \\ &= 68.303,648 \text{ Pa} \\ &= 68,3036 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 5%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (1,05)(68,3036 + 101,325) \\ &= 178,11 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Allowable stress (S) = 13.750 psia (Brownell dan Young,1959)
= 94.738,875 kPa

Faktor korosi = 0,125 (Brownell dan Young,1959)

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times D}{2SE-0,2P} + n \cdot C \\ &= \frac{178,11 \times 3,7425}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(178,11)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,61 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Daya clarifier

$$P = 0,006 D^2 \text{ (kW)}$$

$$P = 0,006 \times (3,7425)^2 = 0,0308 \text{ kW} = 0,0413 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor 0,5 Hp.

10. SAND FILTER (SF)

Fungsi : Menyaring pasir yang terbawa oleh air sungai yang keluar clarifier

Jenis : silinder tegak dengan tutup ellipsoidal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Laju alir massa, F : 11.402,5965 kg/jam = 6,9783 lbm/s

Densitas bahan : 995,68kg/m³ = 62,16 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s (Perry,1999)

Faktor kelonggaran : 20% (Peters and Timmerhaus,1991)

Sand filter dirancang untuk penampungan ¼ jam operasi dan volume bahan penyaringnya yaitu 1/3 volume tangki.

a. Desain Sand Filter

$$\text{Volume air, } V_a = \frac{11.402,5965 \text{ kg/jam} \times 1/4 \text{ jam}}{995,4520 \text{ kg/jam}^3} = 2,8630 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 2,8630 \text{ m}^3 = 3,4356 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

$$\text{Volume shell tangki (Vs)} = \frac{1}{4} \pi D^3 \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\text{Volume tutup tangki (Vh)} = \frac{\pi}{42} D^3 \quad (\text{Wallas, 1990})$$

$$\text{Volume tangki (V)} = \text{Vs} + 2\text{Vh}$$

$$3,4356 \text{ m}^3 = \frac{1}{3} \pi D^3$$

$$D = 1,4863 \text{ m}$$

$$H_s = D$$

$$H_s = 1,4863$$

Diameter dan tinggi tutup

Maka :

$$D = 1,4861 \text{ m}$$

$$H = (1/4) \times 1,4861 \text{ m} = 0,3715 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyang} = (1/4) \times 1,9814 \text{ m} = 0,0928 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air} = \frac{2,8630 \text{ m}^3}{3,4356 \text{ m}^3} \times 1,9814 \text{ m} = 0,3096 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter adalah 1 :4.

$$\text{Tinggi tutup tangki} = \frac{1}{4} \times 1,4861 \text{ m} = 0,3715 \text{ m}^3$$

b. Tebal dinding tangki

Tekanan hidrostatik :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 995,4520 \text{ kg/jam}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,3096 \text{ m} \\ &= 3.021,6029 \text{ Pa} \\ &= 3,0216 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{penyang}} &= \rho \times g \times l \\ &= 2.243 \text{ kg/jam}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,0928 \text{ m} \\ &= 2.042,0583 \text{ Pa} \\ &= 2,0420 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 10%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (1,1)(3,0216 + 2,0420 + 101,325) \\ &= 117,0275 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Joint efficiency (E) = 0,8 (Brownell dan Young,1959)
 Allowable stress (S) = 13.750 psia (Brownell dan Young,1959)
 = 94.738,875 kPa
 Faktor korosi = 0,125 (Brownell dan Young,1959)

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times D}{2SE-0,2P} + n \\ &= \frac{117,0275 \times 1,4861}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(117,0275)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan ¼ in

Tutup terbuat dari bahan yang sama dengan dinding tangki dan ditetapkan tebal tutup ¼ in.

11. Pompa Sand Filter (P-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari sand filter ke menara air
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Jumlah : 1 unit
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Kondisi operasi
 Tekanan : 1 atm
 Densitas = 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/s (Perry,1997)
 Viskositas = 0,8007 cP = 0,0005 lbm/ft.s (Kirk Othmer,1967)
 Laju alir massa, F = 11.402,5965 kg/jam = 6,9783 lbm/s
 Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,9783 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} = 0,1122 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, De:

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus,1991}) \\ &= 3,9 \times (0,112)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 2,49 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 3 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 3,068 in = 0,2556 ft
Outside diameter	= 3,5 in = 0,2916 ft
Inside sectional area	= 0,0513 ft ²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1122 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513} = 2,1884 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 2,1884 \times 0,2556}{0,0005} = 69.557,1727$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0002$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2556 = 3,3236 \text{ ft}$
- 3 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,2556 = 15,34 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,136 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,2556 = 12,7833 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 3,3236 + 15,34 + 6,136 + 12,7833 \\ &= 57,583 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, (ΣF)

$$\begin{aligned}(\Sigma F) &= \frac{4f.v^2 \Sigma L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 2,1518 \times (2,1884 \text{ ft/s})^2 \times 57,583 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft} / \text{lbf.s}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} \\ &= 57,583 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 2,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \\ &= (0) + 2,5 \text{ ft} \frac{0,00000022 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,0023\end{aligned}$$

$$= 3,543 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$P = \frac{\rho Q W_s}{550}$$

$$= \frac{62,16 \text{ lbft}^3 \times 0,1122 \text{ ft}^3/\text{s} \times 3,543 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}$$

$$= 0,0449 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0449}{0,75} = 0,0599 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

12. Menara Air (MA)

Fungsi : Menampung air dari *Sand Filter*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Laju alir massa, F : 11.402,5965 kg/jam = 6,9783 lbm/s

Densitas bahan : 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s

Kebutuhan : 1 hari

Faktor kelonggaran : 20%

Perhitungan;

a. Volume tangki

$$\text{Volume air, } V_1 = \frac{11.402,5965 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 274,8496 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1+0,2) \times 274,8496 \text{ m}^3 = 329,8196 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi *shell*

Direncanakan :

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$329,8196 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$329,8196 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$\text{Maka; } D = 6,5429 \text{ m} = 257,5944 \text{ in}$$

$$H = 9,8143 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air dalam tangki} = \frac{274,8496 \text{ m}^3}{329,8196 \text{ m}^3} \times 9,8143 \text{ m} = 8,1786 \text{ m}$$

c. Tebal dinding tangki

Tekanan hidrostatik :

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$

$$= 995,4520 \text{ kg/jam}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 8,1786 \text{ m}$$

$$= 79.804,2747 \text{ Pa}$$

$$= 79,8042 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran 5%

$$P_{\text{design}} = (1,05)(79,8042 + 101,325)$$

$$= 190,1857 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$= 94.738,875 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times D}{2SE - 0,12P} + n$$

$$= \frac{190,1857 \times 257,5944}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(190,1857)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,4486 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan ½ in.

13. Pompa Cooling Tower I (PU-06)

Fungsi : Memompakan air dari menara air ke ke cooling tower

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 10.448,2682 kg/jam = 6,3982 lbm/s

Densitas bahan : 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,3982}{62,16} = 0,1029 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$D_{i,\text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 1991})$$

$$= 3,9 \times (0,1029)^{0,45} \times (62,16)^{0,13}$$

$$= 2,398 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 3 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 3,068 in = 0,2556 ft
Outside diameter	= 3,5 in = 0,2916 ft
Inside sectional area	= 0,2916 ft ²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1029 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,2916} = 2,0064 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 2,0064 \times 0,2556}{0,0005} = 63.774,1779$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0002$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2556 = 3,3236 \text{ ft}$
- 1 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,2556 = 15,34 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,136 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,2556 = 12,7833 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 3,3236 + 15,34 + 6,136 + 12,7833 \\ &= 57,583 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned}(\sum F) &= \frac{4f.v^2 \sum L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 0,0002 \times (2,0064 \text{ ft/s})^2 \times 57,583 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} \\ &= 0,9568 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 35 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 35 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + 0,9568 \\ &= 35,9568 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{62,16 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,1029 \text{ ft}^3/\text{s} \times 35,9568 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,4182 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,4182}{0,75} = 0,55 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 1 Hp

14. Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan air untuk kebutuhan air pendingin proses

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm
 Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,1581 lb/jam (Perry,1997)
 Viskositas = 0,8007 cP = 0,00099 lbm/ft³ (Kirk Othmer,1967)
 Laju alir pendingin = 10.448,2682 kg/jam
 Laju alir makeup = 1.044,8268 kg/jam

Laju alir total = 11.493,0951 kg/jam = 25.337,9073 lb/jam

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Laju alir massa total}}{\text{Densitas}(\rho)} \\ &= \frac{25.337,9073}{62,1581} \\ &= 407,6364 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1132 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 50,832 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Dari Perry's 7th ed, fig.12-14, hal 12-16 didapatkan konsentrasi air 3 gal/mft²

Sehingga luas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{50,832 \text{ gpm}}{3 \text{ gal/mft}^2} = 16,944 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter :

$$\text{Luas} = \pi/4 \times d^2$$

$$16,944 = \pi \times d^2$$

$$d = 4,7264 \text{ ft}$$

Menghitung volume :

Direncanakan tinggi tower (L) = 3 d

$$\text{Maka, } L = 3 \times 4,7264 = 14,1792 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times d^2 \times L \\ &= (0,785) \times (4,7264)^2 \times 14,1792 \\ &= 248,6464 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Perry's 7th ed, fig.12-14, hal 12-16 didapatkan:

Standar Power Performance adlah 90%, maka :

$$\frac{\text{HP fan}}{\text{Luas tower area(ft)}^2} = 0,025 \text{ Hp/ft}^2$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Hp fan} &= 0,025 \times \text{luas tower} \\ &= 0,025 \text{ Hp/ft}^2 \times 16,944 \text{ ft}^2 \\ &= 0,423 \text{ Hp} \end{aligned}$$

15. Pompa Cooling Tower II (PU-07)

Fungsi	: Memompakan air dari menara air ke ke <i>cooling tower</i>
Jenis	: Pompa sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Laju alir massa, F	: 10.448,2682 kg/jam = 6,3982 lbm/s
Densitas bahan	: 995,68 kg/m ³ = 62,16 lbm/ft ³
Viskositas bahan	: 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s
Laju alir volumetrik, Q	$= \frac{F}{\rho} = \frac{6,3982}{62,16} = 0,1029 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, De :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3,9 \times (0,1029)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 2,398 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 3 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 3,068 in = 0,2556 ft
Outside diameter	= 3,5 in = 0,2916 ft
Inside sectional area	= 0,2916 ft ²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1029 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,2916} = 2,0064 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 2,0064 \times 0,2556}{0,0005} = 63.774,1779$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0002$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2556 = 3,3236 \text{ ft}$
- 1 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,2556 = 15,34 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2556 \text{ ft} = 6,136 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,2556 = 12,7833 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 3,3236 + 15,34 + 6,136 + 12,7833 \\ &= 57,583 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,0002 \times (2,0064 \text{ ft/s})^2 \times 57,583 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft} / \text{lbf.s}^2 \times 0,2556 \text{ ft}} \\ &= 0,9568 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

e. Kerja poros, W_s :

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 35 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 35 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + 0,9568 \end{aligned}$$

$$= 35,9568 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa, P :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{62,16 \text{ lbf}^3 \times 0,1029 \text{ ft}^3 \times 35,9568 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,4182 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,4182}{0,75} = 0,55 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 1 Hp.

16. Pompa *Cation Exchanger* (P-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari menara air ke *Cation Exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 275,3075 kg/jam = 6,9783 lbm/s

Densitas bahan : 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{6,9783 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} = 0,1122 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3,9 \times (0,1122)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 2,4936 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 3 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 3,068 in = 0,2556 ft
Outside diameter	= 3,5 in = 0,2916 ft
Inside sectional area	= 0,0513 ft ²

b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1122 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513} = 2,1884 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 2,1884 \times 0,2556}{0,0005} = 69.557,1727$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,002$ (Geankoplis,1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaian ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust,1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,2556 = 3,3236 \text{ ft}$
- 2 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust,1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,2057 = 12,342 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust,1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,2057 \text{ ft} = 3,2912 \text{ ft}$

- 1 buah sharp edge exit ($K=1$; $L/D =36$) (Foust,1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,2057 = 12,783 \text{ ft}$

Maka,

$$L = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$

$$= 20 + 3,3236 + 154,34 + 6,136 + 12,783$$

$$= 57,583 \text{ ft}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$(\sum F) = \frac{4f.v^2 \sum L}{2.g.c.D}$$

$$= \frac{4 \times 0,002 \times (2,1884 \text{ ft/s})^2 \times 57,583 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbf.ft} / \text{lbf.s}^2 \times 0,2057 \text{ ft}}$$

$$= 1,0436 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 35 \text{ ft}$$

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

$$= (0) + 35 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 1,0436$$

$$= 36,0436 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$P = \frac{\rho Q W_s}{550}$$

$$= \frac{62,16 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,1122 \text{ ft}^3 \text{ s} \times 36,0436 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}$$

$$= 0,4573 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,4573}{0,75} = 0,6097 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 1 Hp

17. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (TP-03)

Fungsi : Melarutkan Asam Sulfat (H_2SO_4)

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-240*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : $30^\circ C$

Laju alir massa, F : 0,1689 kg/jam

Densitas bahan : $1.082,61 \text{ kg/m}^3 = 67,55 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas bahan : 0,01 lbm/ft.s

Kebutuhan : 30 hari

Faktor kelonggaran : 20%

Perhitungan;

a. Volume tangki

$$\text{Volume air, } V_1 = \frac{0,1689 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \times 24 \text{ jam}}{1.082,61 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 0,1899 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1+0,2) \times 0,1899 \text{ m}^3 = 0,2278 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi *shell*

Direncanakan :

Tinggi shell ($H_s : D = 1 : 1$)

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

Volume tangki (V) = V_s

$$0,2278 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka; $D = 0,662 \text{ m} = 26,0629 \text{ in}$

$$H = 0,662 \text{ m}$$

c. Tebal dinding tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{0,1899 \text{ m}^3}{0,2278 \text{ m}^3} \times 0,662 \text{ m} = 0,5516 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$

$$= 1.082,61 \text{ kg/jam}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,5516 \text{ m}$$

$$= 5.739,9041 \text{ Pa}$$

$$= 5,7399 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran 10%

$$P_{\text{design}} = (1,2)(5,7399 + 101,325)$$

$$= 117,7713 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$= 94.738,875 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times D}{2SE - 0,1,2P} + n$$

$$= \frac{117,7713 \times 26,0629}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(117,7713)} + 0,125$$

$$= 0,51 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan ½ in.

Daya pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 1993), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 \times 0,6620 = 0,2206 \text{ m} = 0,7239 \text{ ft}$$

$$H/Dt = 1 ; H = 0,662 \text{ m} = 2,1719 \text{ ft}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 0,2206 = 0,0735 \text{ m} = 0,0717 \text{ ft}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = 1/5 \times 0,2206 = 0,0441 \text{ m} = 0,1447 \text{ ft}$$

$$J/Dt = 1/12; J = 1/12 \times 0,6620 = 0,0164 \text{ m} = 0,1809 \text{ ft}$$

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Bilangan Reynold (N_{Re}):

$$(N_{Re}) = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{(88,847 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}) \times 1 \times (0,7239 \text{ ft})^2}{0,00099 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 9.925,6430$$

$$N_p = 2 \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times D a^3 \rho}{g_c} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{2 \times 1^3 \times 0,7239^3 \times 88,847}{32,174}$$

$$P = 13,1260 \text{ W}$$

$$= 0,0170 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

$$\text{Paktual} = \frac{0,0170}{0,6} = 0,0213 \text{ Hp}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan dya pengaduk ditangki pelarutan alum yaitu sebesar 0,5 Hp.

18. Pompa Asam Sulfat (P-09)

Fungsi : Mengalirkan Asam Sulfat ke *Cation exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Laju alir massa, F : 0,1373 kg/jam = 0,000084 lbm/s

Densitas bahan : 1.082,61 kg/m³ = 67,55 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,01 lbm/ft.s

Kebutuhan : 30 hari

Faktor kelonggaran : 20%

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,000084 \text{ lbm/s}}{67,55 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0000012 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, De :

$$D_{i,opt} = 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3 \times (0,0000012)^{0,45} \times (67,55)^{0,13}$$

$$= 2,4936 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,1 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,269 in = 0,0224 ft

Outside diameter = 0,405 in = 0,03375 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0000012 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004} = 0,0031 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 0,0031 \times 0,0224}{0,01} = 0,4712$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,002$$

Maka diperoleh harga $f = 33,9539$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,0224 = 0,2914 \text{ ft}$
- 2 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0224 = 1,345 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0224 \text{ ft} = 0,538 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0224 = 1,1208 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,2914 + 1,345 + 0,538 + 1,1208 \\ &= 23,2952 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned}(\sum F) &= \frac{4f.v^2 \sum L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 33,9539 \times (0,0031 \text{ ft/s})^2 \times 23,2952 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,0224 \text{ ft}} \\ &= 0,0110 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 1,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 1,5 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,0110 \\ &= 1,51104 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{67,55 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,0000012 \text{ ft}^3/\text{s} \times 1,51104 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,00000023 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,00000023}{0,75} = 0,0000003 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

19. Kation Exchanger (CE)

Fungsi : Mengikat kation yang terdapat dalam air umpan boiler

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Laju alir massa, F : 275,3075 kg/jam

Densitas bahan : 995,68 kg/m³

Kebutuhan : 1 jam

Faktor kelonggaran : 20%

Perhitungan;

a. Ukuran Cation Exchanger

Dari tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh :

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²

Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5478 ft = 0,7767 m

Tinggi silinder = (1,2) x 2,5478 ft = 3,0574 = 0,9318 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,9318 m

D : H = 4 : 1

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times (0,9318 \text{ m})$

= 0,2329 m = 36,6883 in

Tinggi tangki total = 2 x 0,2329 m + 0,9318 m = 1,3978 m

b. Tebal tangki

Tekanan hidrostatik :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 995,68 \text{ kg/jam}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,762 \text{ m} \\ &= 7.578,7776 \text{ Pa} \\ &= 7,5787 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 10%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (1,2)(7,5787 + 101,325) \\ &= 106,3912 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Joint efficiency (E) = 0,8 (Brownell dan Young, 1959)

Allowable stress (S) = 13.750 psia (Brownell dan Young, 1959)

$$= 94.738,875 \text{ kPa}$$

Faktor korosi = 0,125 (Brownell dan Young,1959)

Tebal shell tangki :

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times D}{2SE-01,2P} + n$$

$$= \frac{106,3912 \times 36,6883 \text{ m}}{2 \times 94.738,875 \times 0,8-1,2(106,3912)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1507 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan 3/8 in.

20. Pompa Anion Exchanger (P-10)

Fungsi : Mengalirkan air ke *anion exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³ (Perry,1997)

Viskositas = 0,8007 = 0,0005 (Kirk Othmer,1967)

Laju massa = 275,3075 kg/jam = 0,16859 lbm/s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,16859 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0027 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3 \times (0,0027)^{0,45} \times (62,16)^{0,13}$$

$$= 0,4668 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,74 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,824 in = 0,0686 ft

Outside diameter = 1,05 in = 0,0875ft

Inside sectional area = 0,0037 ft²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0027 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0007} = 3,7669 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 3,7669 \times 0,0303}{0,0005} = 14.205,2748$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,001$$

Maka diperoleh harga $f = 0,001$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0303 = 0,3943 \text{ ft}$
- 2 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0303 = 1,82 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0303 \text{ ft} = 0,728 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0303 = 1,1516 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,3943 + 1,82 + 0,728 + 1,1516 \\ &= 24,459 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,001 \times (0,0027 \text{ ft/s})^2 \times 24,459 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2 \times 0,0303 \text{ ft}} \\ &= 0,763 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 4,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\ &= (0) + 4,5 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,763 \\ &= 5,2630 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{62,16 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,0027 \text{ ft}^3/\text{s} \times 5,2630 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,0016 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0016}{0,75} = 0,0021 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

21. Anion Exchanger (AE)

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat dalam air umpan boiler

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Laju alir massa, F : 275,3075 kg/jam

Densitas bahan : 995,68 kg/m³

Kebutuhan : 1 jam

Faktor kelonggaran : 20%

Perhitungan;

a. Ukuran Anion Exchanger

Dari tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh :

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m

- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²

Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5478 ft = 0,7767 m

Tinggi silinder = (1,2) x 2,5478 ft = 3,0574 = 0,9318 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,9318 m

D : H = 4 : 1

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times (0,9318 \text{ m})$

= 0,2329 m = 36,6883 in

Tinggi tangki total = 2 x 0,2329 m + 0,9318 m = 1,3978 m

b. Tebal tangki

Tekanan hidrostatik :

$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l$

= 995,68 kg/jam³ x 9,8 m/s² x 0,762 m

= 7.578,7776 Pa

= 7,5787 kPa

Faktor kelonggaran 10%

$P_{\text{design}} = (1,2)(7,5787 + 101,325)$

= 106,3912 kPa

Joint efficiency (E) = 0,8 (Brownell dan Young, 1959)

Allowable stress (S) = 13.750 psia (Brownell dan Young, 1959)

= 94.738,875 kPa

Faktor korosi = 0,125 (Brownell dan Young, 1959)

Tebal shell tangki :

Tebal silinder (ts) = $\frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + n$

$$= \frac{106,3912 \times 36,6883 \text{ m}}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(106,3912)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1507 \text{ in}$$

Maka tebal shell standar yang digunakan 3/8 in.

22. Tangki Pelarutan NaOH (TP-04)

Fungsi : Tempat pelarutan larutan NaOH
 Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar
 Jumlah : 1 unit
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas H₂SO₄ (ρ) = 1.423,2 kg/m³ = 88,847 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Viskositas = 1,43 cP = 0,00099 lbm/ft³ (Kirk Othmer, 1967)

Laju alir massa H₂SO₄ = 0,0103 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan:

a. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki, V_T :

Waktu tingga, t = 30 hari

$$\text{Volume bahan, } V_b = \frac{0,0103 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1061,7 \text{ kg/jam}}$$

$$= 0,00526 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1,2) \times 0,00526 \text{ m}^3 = 0,0631 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki D:H = 1:1

Volume shell tangki (V_s) :

$$\text{Volume shell tangki (} V_s) = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H$$

$$(V_s) = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$\text{Volume tangki (} V) = V_s$$

$$0,0631 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$D_i = 0,1969 \text{ m} = 7,7519 \text{ in}$$

$$H_s = D$$

$$H_s = 0,1969 \text{ m}$$

b. Tebal shell tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{0,00526}{0,0631} \times 0,1969 \text{ m}$$

$$= 0,164 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$

$$= 1.423,2 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,164 \text{ m}$$

$$= 2.288,53 \text{ Pa}$$

$$= 2,2885 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = (1,2)(2,2885 + 101,325)$$

$$= 113,975 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$= 94.738,875 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + n$$

$$= \frac{113,975 \times 0,1969 \text{ m}}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(113,975)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,0126 \text{ m} = 0,49 \text{ in}$$

Daya pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 1993), diperoleh :

$$D_a/D_t = 1/3 ; D_a = 1/3 \times 0,6620 = 0,0656 \text{ m} = 0,2153 \text{ ft}$$

$$H/D_t = 1 ; H = 0,1969 \text{ m} = 0,646 \text{ ft}$$

$$L/D_a = 1/4 ; L = 1/4 \times 0,0656 = 0,0218 \text{ m} = 0,0717 \text{ ft}$$

$$W/D_a = 1/5 ; W = 1/5 \times 0,0656 = 0,0131 \text{ m} = 0,043 \text{ ft}$$

$$J/D_t = 1/12 ; J = 1/12 \times 0,6620 = 0,0164 \text{ m} = 0,0538 \text{ ft}$$

Kecepatan pengaduk, $N = 1$ putaran/detik

Bilangan Reynold (N_{Re}):

$$\begin{aligned} (N_{Re}) &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\ &= \frac{(88,847 \frac{lbm}{ft^3}) \times 1 \times (0,0656 \text{ ft})^2}{0,00099 \frac{lbm}{ft \cdot s}} \\ &= 4.161,28 \end{aligned}$$

$$N_p = 2 \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times Da^3 \rho}{g_c} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{2 \times 1^3 \times 0,00099^3 \times 88,847}{32,174}$$

$$P = 0,00255 \text{ W} = 3,3239 \times 10^{-6} \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 60\%$$

$$\text{Paktual} = \frac{3,3239 \times 10^{-6}}{0,6} = 5,5399 \times 10^{-6} \text{ Hp}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan daya pengaduk ditangki pelarutan alum yaitu sebesar 0,5 Hp.

23. Pompa NaOH (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan NaOH ke Anion *Exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 0,0103 kg/jam = 0,0000063 lbm/s

Densitas bahan : 1.423,2 kg/m³ = 88,842 lbm/ft³

Viskositas bahan : 1,43 cP = 0,0009 lbm/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,0000063 \text{ lbm/s}}{88,842 \text{ lbm/ft}^3} = 0,000000071 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$D_{i,opt} = 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3 \times (0,000000071)^{0,36} \times (62,16)^{0,18}$$

$$= 1,018 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,1 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,269 in = 0,022 ft

Outside diameter = 0,405 in = 0,0337 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0000000071 \text{ ft}^3/s}{0,0513 \cdot 0,0004} = 0,00017 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{88,842 \times 0,00017 \times 0,022}{0,0009} = 0,3601$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,002$$

Maka diperoleh harga $f = 44,4238$ (Geankoplis, 1993)

Panjang ekivalen total perpipaan (ΣL)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,022 = 5,3482 \text{ ft}$
- 2 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,022 = 0,2914 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,022 \text{ ft} = 0,538 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,022 = 1,1208 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 5,3482 + 0,2914 + 0,538 + 1,1208 \\ &= 23,2952 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan friksi, (ΣF)

$$\begin{aligned}(\Sigma F) &= \frac{4f.v^2 \Sigma L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 44,4238 \times (0,00017 \text{ ft/s})^2 \times 23,2952 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,022 \text{ ft}} \\ &= 0,000047 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

d. Daya pompa

Dari persamaan Bernoulli

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 2,2 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \\ &= (0) + 2,2 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,000047 \\ &= 2,2 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{88,842 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,0000000071 \text{ ft}^3/\text{s} \times 2,2 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 2,54 \times 10^{-8} \text{ Hp}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{2,54 \times 10^{-8}}{0,75} = 0,000000008 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor 0,5 Hp

24. Pompa Anion Exchanger II (P-12)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion *exchanger* ke deaerator

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
 Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³ (Perry,1997)
 Viskositas = 0,8007 = 0,0005 (Kirk Othmer,1967)
 Laju massa = 275,3075 kg/jam = 0,16859 lbm/s

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,16859 \text{ lbm/s}}{62,16 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0027 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3 \times (0,0027)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 0,4668 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,5 in
 Schedule number = 40
 Inside diameter = 0,622 in = 0,0518 ft
 Outside diameter = 0,84 in = 0,07 ft
 Inside sectional area = 0,002 ft²

b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0027 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,002} = 1,2854 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 1,2854 \times 0,0518}{0,0005} = 8.283,0195$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0008$$

Maka diperoleh harga $f = 0,001$ (Geankoplis,1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust,1980)

$$L_2 = 2 \times 13 \times 0,0518 = 0,6738 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow standar 90°C (L/D =30) (Foust,1980)

$$L_3 = 2 \times 30 \times 0,0518 = 3,11 \text{ ft}$$

- 1 buah sharp edge entrance (K =0,5 ; L/D =16) (Foust,1980)

$$L_4 = 1 \times 16 \times 0,0518 \text{ ft} = 1,244 \text{ ft}$$

- 1 buah sharp edge exit (K=1 ; L/D =36) (Foust,1980)

$$L_5 = 1 \times 36 \times 0,0518 = 2,5916 \text{ ft}$$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,6738 + 3,11 + 1,244 + 2,5916 \\ &= 27,6195 \text{ ft} \end{aligned}$$

- d. Menentukan friksi, (ΣF)

$$\begin{aligned} (\Sigma F) &= \frac{4f.v^2 \Sigma L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 0,001 \times (1,2854 \text{ ft/s})^2 \times 27,6195 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft} / \text{ lbf.s}^2 \times 0,0518 \text{ ft}} \\ &= 0,2940 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 4,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \\ &= (0) + 4,5 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,2940 \end{aligned}$$

$$= 4,794 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{62,16 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,0027 \text{ ft}^3/\text{s} \times 5,2630 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \end{aligned}$$

$$= 0,0014 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0014}{0,75} = 0,001 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

25. Deaerator (DE)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup ellipsoidal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas bahan = 995,68 kg/m³ = 62,158 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Viskositas = 0,8007 cP = 0,001 lbm/ft³ (Kirk Othmer, 1967)

Laju alir massa = 275,3075 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan:

a. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki, V_T :

Waktu tinggal, $t = 8$ jam

$$\text{Volume bahan, } V_b = \frac{275,3075 \text{ kg/jam} \times 8 \text{ jam/hari}}{995,68 \text{ kg/jam}}$$

$$= 2,2120 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1,2) \times 2,2120 \text{ m}^3 = 2,6544 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki $D:H = 1:1$

Volume shell tangki (V_s) :

$$\text{Volume shell tangki (} V_s) = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H$$

$$\text{Volume tutup tangki (} V_s) = \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$\text{Volume tangki (} V) = V_s$$

$$2,6544 \text{ m}^3 = \frac{1}{3} \pi D^3$$

$$\begin{aligned}
 D_i &= 1,3639 \text{ m} = 53,6968 \text{ in} \\
 H_s &= D \\
 H_s &= 1,3639 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 1,3639 m

$$H_h = \left(\frac{1}{4}\right) \times 1,3639 \text{ m} = 0,3409 \text{ m}$$

$$H_t \text{ (tinggi tangki)} = H_s + H_h = 1,7048 \text{ m}$$

c. Tebal tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{2,2120}{2,6544} \times 1,3639 \text{ m} = 0,8333 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\
 &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,8333 \text{ m} \\
 &= 8.131,3866 \text{ Pa} \\
 &= 8,1313 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= (1,2)(8,1313 + 101,325) \\
 &= 131,34766 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress (S)} &= 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959}) \\
 &= 94.738,875 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + n \\
 &= \frac{131,34766 \times 53,6968}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(131,34766)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal standar silinder ¼ in.

26. Pompa Deaerator (P-13)

Fungsi : Mengalirkan air ke boiler

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas bahan = 995,68 kg/m³ = 62,158 lbm/ft³ (Perry, 1997)

Viskositas = 0,8007 cP = 0,0005 lbm/ft³ (Kirk Othmer, 1967)

Laju alir massa = 275,3075 kg/jam = 0,1685 lbm/s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,1685 \text{ lbm/s}}{62,158 \text{ lbm/ft}^3} = 0,1685 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$D_{i,opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 1991})$$

$$= 3,9 \times (0,1685)^{0,36} \times (62,16)^{0,18}$$

$$= 0,46 \text{ in}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,5 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,622 in = 0,0518 ft

Outside diameter = 0,84 in = 0,07 ft

Inside sectional area = 0,0002 ft²

b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1685 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,002} = 1,356 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,158 \times 1,356 \times 0,0518}{0,0005} = 8.738,5855$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0008$$

Maka diperoleh harga $f = 0,001$

(Geankoplis,1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust,1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0518 = 0,6738$ ft
- 2 buah elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$) (Foust,1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0518 = 3,11$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust,1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0518$ ft = 1,244 ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust,1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0518 = 2,5916$ ft

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,6738 + 3,11 + 1,244 + 2,5916 \\ &= 27,6195 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,001 \times 27,6195 \times (1,356 \text{ ft/s})^2 \times 27,6195 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm} \cdot \text{ft} / \text{lb} \cdot \text{s}^2 \times 0,0518 \text{ ft}} \\ &= 0,3101 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 5,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F \\
 &= (0) + 2,2 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,3101 \\
 &= 5,8101 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\
 &= \frac{62,158 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,1685 \text{ ft}^3/\text{s} \times 5,8101 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\
 &= 0,0017 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0017}{0,75} = 0,0023 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor 0,5 Hp.

27. Tangki Bahan Bakar (TB)

Fungsi : Menyimpan solar sebagai bahan bakar boiler dan generator

Bentuk : Silinder tegak dengan alas tutup datar

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas bahan = 860 kg/m³ (Perry, 1997)

Viskositas = 3,87 cP (Kirk Othmer, 1967)

Laju alir massa = 275,4835 kg/jam

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan:

a. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki, V_T :

$$\text{Volume bahan, } V_b = \frac{275,3075 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{860 \text{ kg/jam}}$$

$$= 53,8153 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1,2) \times 53,8153 \text{ m}^3 = 64,5784 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki D:H = 1:1

Volume shell tangki (Vs) :

$$\text{Volume shell tangki (Vs)} = \frac{1}{4}\pi D_i^2 H$$

$$\text{Volume tutup tangki (Vs)} = \frac{1}{4}\pi D^3$$

$$\text{Volume tangki (V)} = V_s$$

$$64,5784 \text{ m}^3 = \frac{1}{4}\pi D^3$$

$$D_i = 4,3491 \text{ m} = 171,22 \text{ in}$$

$$H_s = D$$

$$H_s = 4,3491 \text{ m}$$

b. Tebal tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{53,8153}{64,5784} \times 4,3491 \text{ m} = 3,6242 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 860 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,6242 \text{ m} \\ &= 30.545,179 \text{ Pa} \\ &= 30,5451 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (1,2)(30,5451 + 101,325) \\ &= 158,2442 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} \text{Allowable stress (S)} &= 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959}) \\ &= 94.738,875 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + n \\ &= \frac{158,2442 \times 171,2244}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(158,2442)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,3 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal standar silinder ¼ in.

28. Pompa Bahan Bakar I (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan bahan bakar ke Boiler

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas bahan = 860 kg/m³ = 53,688 lbm/ft³ (Perry,1997)

Viskositas = 3,87 cP = 0,0026 lbm/ft³ (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa = 271,0182 kg/jam = 0,1659 lbm/s

Laju alir volumetrik, $= Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,1659 \text{ lbm/s}}{53,688 \text{ lbm/ft}^3} = 0,003 \text{ ft}^3/\text{s}$

a. Perencanaan pompa

Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3 \times (0,003)^{0,36} \times (53,688)^{0,18} \\ &= 0,76 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 1 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,049 in = 0,0874 ft

Outside diameter = 1,31 in = 0,109 ft

Inside sectional area = 0,006 ft²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,003 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,006} = 0,5152 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{53,688 \times 0,5152 \times 0,0874}{0,0026} = 929,9978$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0005$$

Maka diperoleh harga $f = 0,01$

(Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0874 = 1,1364$ ft
- 2 buah elbow standar 90° ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,0874 = 5,245$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0874$ ft = 2,098 ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0874 = 4,3708$ ft

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 1,1364 + 5,245 + 2,098 + 4,3708 \\ &= 32,8502 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times (0,5152 \text{ ft/s})^2 \times 32,8502 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2 \times 0,0874 \text{ ft}} \\ &= 0,8438 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 15 \text{ ft}$$

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

$$= (0) + 15 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,8438$$

$$= 15,8438 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$P = \frac{\rho Q W s}{550}$$

$$= \frac{53,688 \text{ lbf}^3 \times 0,003 \text{ ft}^3 \text{ s} \times 15,8438 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}$$

$$= 0,0047 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,0047}{0,75} = 0,006 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor 0,5 Hp

29. Ketel Uap (KU)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : *Water tube boiler*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Kondisi operasi

- Uap yang digunakan bersuhu 200°C pada tekanan 16 bar dengan panas laten = 1.933,2 kJ/kg = 831,0826
- Kebutuhan uap = 275,3075 kg/jam = 607,0532 lb/jam

a. Menghitung daya ketel uap

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana ;

P = Daya boiler, hp

W = Kebutuhan uap, lbm/jam

H = Panas laten steam, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{831,0826 \times 607,0532}{34,5 \times 970,3} = 15,071 \text{ Hp}$$

b. Menghitung jumlah tube

Dari ASTM Boiler code, permukaan bidang panas = 10 ft²/hp

Luas permukaan perpindahan panas,

$$\begin{aligned}
 A &= P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\
 &= 15,071 \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\
 &= 150,7113 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi :

- Panjang tube = 30 ft
- Diameter tube = 6 in
- Luas permukaan pipa, a = 1,73 ft

Sehingga jumlah tube :

$$N_t = \frac{A}{L \times a} = \frac{150,711}{30 \text{ ft} \times 1,73 \text{ ft}} = 8,0767 \text{ buah}$$

$$N_t = 9 \text{ buah}$$

30. Pompa Bahan Bakar II (P-15)

Fungsi : Mengalirkan bahan bakar ke generator

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas bahan = 860 kg/m³ = 53,688 lbm/ft³ (Perry,1997)

Viskositas = 3,87 cP = 0,0026 lbm/ft³ (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa = 4,4653 kg/jam = 0,0027 lbm/s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,0027 \text{ lbm/s}}{53,688 \text{ lbm/ft}^3} = 0,00006 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned}
 D_{i,opt} &= 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\
 &= 3 \times (0,00006)^{0,36} \times (53,688)^{0,18} \\
 &= 0,08 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 1 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,269 in = 0,022 ft
 Outside diameter = 0,405 in = 0,033 ft
 Inside sectional area = 0,004 ft²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,00006 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,004} = 0,1273 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{53,688 \times 0,1273 \times 0,022}{0,0027} = 58,9384$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,002$$

Maka diperoleh harga $f = 0,2$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,022 = 0,2914$ ft
- 2 buah elbow standar 90°C ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 2 \times 30 \times 0,022 = 1,345$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,022 \text{ ft} = 0,538$ ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,022 = 1,1208$ ft

Maka,

$$\begin{aligned}
 L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\
 &= 20 + 0,2914 + 1,345 + 0,538 + 1,1208 \\
 &= 23,2952 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$(\sum F) = \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0,2 \times (0,1273 \text{ ft/s})^2 \times 23,2952 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft} / \text{lbf.s}^2 \times 0,022 \text{ ft}}$$

$$= 0,1478 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 15 \text{ ft}$$

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

$$= (0) + 15 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + (0) + 0,1478$$

$$= 15,1478 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$P = \frac{\rho Q W_s}{550}$$

$$= \frac{53,688 \text{ lbft}^3 \times 0,00006 \text{ ft}^3/\text{s} \times 15,1478 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}$$

$$= 0,00007 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,00007}{0,75} = 0,0001 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor 0,5 Hp

31. Tangki Pelarutan Kaporit (TP-05)

Fungsi : Tempat membuat larutan kaporit untuk klorinasi air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm
 Densitas (ρ) = 1.142,80 kg/m³ = 71,342 lbm/ft³ (Perry,1997)
 Viskositas = 2,8 cP = 0,0019 lbm/ft³ (Kirk Othmer,1967)
 Laju alir massa H₂SO₄ = 0,00130 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan:

a. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki, V_T :30 hari

Waktu tingga, t = 30 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V_b &= \frac{0,0103 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,5 \times 1061,7 \text{ kg/jam}} \\ &= 0,00024 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1,2) \times 0,00526 \text{ m}^3 = 0,00029 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki D:H = 1:1

Volume shell tangki (V_s) :

$$\begin{aligned} \text{Volume shell tangki (} V_s) &= \frac{1}{4} \pi D_i^2 H \\ (V_s) &= \frac{1}{4} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki (} V) = V_s$$

$$0,00026 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$D_i = 0,0717 \text{ m}$$

$$H_s = D$$

$$H_s = 0,0717 \text{ m}$$

b. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{0,00024}{0,00029} \times 0,0717 \text{ m} \\ &= 0,0597 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.142,8 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,0597 \text{ m} \\ &= 744,8196 \text{ Pa} \\ &= 0,7448 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_{\text{design}} = (1,2)(0,7448 + 101,325) \\ = 102,0698 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959}) \\ = 94.738,875 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + n \\ = \frac{102,0698 \times 0,0717 \text{ m}}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(102,0698)} + 0,125 \text{ in} \\ = 0,12 \text{ in}$$

Daya pengaduk

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 1993), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 \times 0,0717 = 0,0239 \text{ m} = 0,2153 \text{ ft}$$

$$H/Dt = 1 ; H = 0,0239 \text{ m} = 0,0239 \text{ ft}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 0,0239 = 0,00478 \text{ m} = 0,005 \text{ ft}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = 1/5 \times 0,0239 = 0,00478 \text{ m} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 \times 0,6620 = 0,0059 \text{ m} = 0,0196 \text{ ft}$$

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Bilangan Reynold (N_{Re}):

$$(N_{Re}) = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\ = \frac{(71,342 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}) \times 1 \times (0,0239 \text{ ft})^2}{0,0019 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ = 697,4875$$

$$N_p = 2 \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times Da^3 \rho}{gc} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$P = \frac{2 \times 1^3 \times 0,2153^3 \times 71,342}{32,174}$$

$$P = 0,00237 \text{ W}$$

$$= 3,0937 \times 10^{-6} \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

$$\text{Paktual} = \frac{3,3239 \times 10^{-6}}{0,8} = 3,8671 \times 10^{-6} \text{ Hp}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan dya pengaduk ditangki pelarutan alum yaitu sebesar 0,5 Hp.

32. Pompa Kaporit (PU-17)

Fungsi : Mengalirkan kaporit ke tangki utilitas domestik

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commersial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 0,00130 kg/jam = 0,000000614 lbm/jam

Densitas bahan : 1.142,8 kg/m³ = 71,31 lbm/ft³

Viskositas bahan : 2,8 cp = 0,00188 lbm/ft.s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,000000614}{71,31} = 1,004 \times 10^{-8} \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, De :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,18} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3,9 \times (1,004 \times 10^{-8})^{0,45} \times (71,31)^{0,18} \\ &= 0,0087 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal = 0,13 in

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,269 in = 0,0224 ft

Outside diameter = 0,405 in = 0,0337 ft

Inside sectional area = 0,0004 ft²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,004 \times 10^{-8} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004} = 2,5117 \times 10^{-5} \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } NRe = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{71,31 \times 2,5117 \times 10^{-5} \times 0,0224}{0,0004} = 99,0161$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,00205$$

Maka diperoleh harga $f = 0,1615$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0224 = 0,2914$ ft
- 1 buah elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,0224 = 0,6725$ ft
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0224$ ft = 0,538 ft
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0224 = 1,1208$ ft

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,2914 + 0,6725 + 0,538 + 1,1208 \\ &= 22,6227 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, ($\sum F$)

$$\begin{aligned} (\sum F) &= \frac{4f \cdot v^2 \sum L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,1615 \times (2,5117 \times 10^{-5} \text{ ft/s})^2 \times 22,6227 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft} / \text{ lbf.s}^2 \times 0,0224 \text{ ft}} \\ &= 3,3268 \times 10^{-9} \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 2,8228 \text{ ft}$$

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \sum F$$

$$= (0) + 2,8228 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} +$$

$$0 + 3,3268 \times 10^{-9}$$

$$= 2,8228 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$P = \frac{\rho Q W_s}{550}$$

$$= \frac{71,31 \text{ lbf.ft}^3 \times 2,5117 \times 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{s} \times 2,8228 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}$$

$$= 160,8229 \text{ ft.lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 4,094 \times 10^{-9} \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 75\%$$

$$P \text{ Aktual} = \frac{4,094 \times 10^{-9}}{0,75} = 0,0000001 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

33. Pompa Air Domestik (PU-16)

Fungsi : Mendistribusikan air domestik yang telah diolah

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 656 kg/jam = 0,4017 lbm/jam

Densitas bahan : 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,4017}{0,0005} = 0,0064 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus,1991)} \\ &= 3,9 \times (0,0064)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 0,69 \text{ in} \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 0,5 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 0,622 in = 0,0518 ft
Outside diameter	= 0,84 in = 0,0157 ft
Inside sectional area	= 0,002 ft ²

b. Bilangan Reynold, N_{Re}

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0064 \text{ ft}^3/s}{0,002} = 3,0774 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 3,0774 \times 0,0518}{0,0005} = 19.830,6748$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0008$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0008$ (Geankoplis,1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust,1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0518 = 0,6738 \text{ ft}$
- 1 buah elbow standar $90^\circ C$ ($L/D = 30$) (Foust,1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,0518 = 3,11 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust,1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0518 \text{ ft} = 1,244 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust,1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0518 = 2,5916 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned}L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,6738 + 3,11 + 1,244 + 2,5916 \\ &= 27,6195 \text{ ft}\end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, (ΣF)

$$\begin{aligned}(\Sigma F) &= \frac{4f.v^2 \Sigma L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 0,0008 \times (3,0774 \text{ ft/s})^2 \times 27,6195 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,0518 \text{ ft}} \\ &= 0,7039 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 18 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \\ &= (0) + 18 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + 0,7039 \\ &= 18,7039 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{62,16 \text{ lbf.ft}^3 \times 0,0064 \text{ ft}^3/\text{s} \times 18,7039 \text{ ft.lbf/lbm}}{550} \\ &= 0,013 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,013}{0,75} = 0,0182 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp.

34. Tangki Air Domestik (TU)

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi,

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ (Perry,1997)

Viskositas = 0,8007 cP = 0,00099 lbm/ft³ (Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa H₂SO₄ = 656 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

Perhitungan:

- a. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki, V_T :

Waktu tinggal, $t = 7$ hari hari

$$\begin{aligned} \text{Volume air, } V_a &= \frac{656 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 110,6861 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1,2) \times 110,6861 \text{ m}^3 = 132,8233 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan silinder tangki $D:H = 1:1$

Volume shell tangki (V_s) :

$$\text{Volume shell tangki } (V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H$$

$$(V_s) = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$\text{Volume tangki } (V) = V_s$$

$$132,8233 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$D_i = 5,5309 \text{ m} = 217,7519 \text{ in}$$

$$H_s = D$$

$$H_s = 5,5309 \text{ m}$$

- b. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{110,6861}{132,8233} \times 5,5309 \text{ m} \\ &= 0,164 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\
 &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,164 \text{ m} \\
 &= 44.973,8865 \text{ Pa} \\
 &= 44,97388 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= (1,2)(44,97388 + 101,325) \\
 &= 175,5586 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress (S)} &= 13.750 \text{ psia} \quad (\text{Brownell dan Young, 1959}) \\
 &= 94.738,875 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P \times D}{2SE - 0,2P} + n \\
 &= \frac{175,5586 \times 217,7519 \text{ in}}{2 \times 94.738,875 \times 0,8 - 1,2(175,5586)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,2512 \text{ in}
 \end{aligned}$$

35. Pompa Air Domestik (PU-18)

Fungsi : Mendistribusikan air domestik yang telah diolah

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa, F : 656 kg/jam = 0,4017 lbm/jam

Densitas bahan : 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³

Viskositas bahan : 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s

Laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,4017}{0,0005} = 0,0064 \text{ ft}^3/\text{s}$

Perencanaan pompa

a. Diameter pipa pompa, D_e :

$$\begin{aligned}
 D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 1991}) \\
 &= 3,9 \times (0,0064)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\
 &= 0,69 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Geankoplis (1993), digunakan pipa dengan spesifikasi;

Ukuran nominal	= 0,5 in
Schedule number	= 40
Inside diameter	= 0,622 in = 0,0518 ft
Outside diameter	= 0,84 in = 0,0157 ft
Inside sectional area	= 0,002 ft ²

b. Bilangan Reynold, NRe

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0064 \text{ ft}^3/s}{0,002} = 3,0774 \text{ ft/s}$$

Sehingga,

$$\text{Bilangan Reynold, NRe} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{62,16 \times 3,0774 \times 0,0518}{0,0005} = 19.830,6748$$

Untuk commercial steel : $\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ (Geankoplis, 1993)

$$\varepsilon/D = 0,0008$$

Maka diperoleh harga $f = 0,0008$ (Geankoplis, 1993)

c. Panjang ekivalen total perpipaan ($\sum L$)

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus (L_1) = 20 ft
- 2 buah gate valve fully open; $L/D = 13$ (Foust, 1980)
 $L_2 = 2 \times 13 \times 0,0518 = 0,6738 \text{ ft}$
- 1 buah elbow standar 90° ($L/D = 30$) (Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,0518 = 3,11 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge entrance ($K = 0,5$; $L/D = 16$) (Foust, 1980)
 $L_4 = 1 \times 16 \times 0,0518 \text{ ft} = 1,244 \text{ ft}$
- 1 buah sharp edge exit ($K = 1$; $L/D = 36$) (Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 36 \times 0,0518 = 2,5916 \text{ ft}$

Maka,

$$\begin{aligned} L &= L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 \\ &= 20 + 0,6738 + 3,11 + 1,244 + 2,5916 \\ &= 27,6195 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan friksi, (ΣF)

$$\begin{aligned}(\Sigma F) &= \frac{4f.v^2 \Sigma L}{2.g_c.D} \\ &= \frac{4 \times 0,0008 \times (3,0774 \text{ ft/s})^2 \times 27,6195 \text{ ft}}{2 \times 32,147 \text{ lbm.ft / lbf.s}^2 \times 0,0518 \text{ ft}} \\ &= 0,7039 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

e. Daya Pompa

Dari persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

$$V_1 = V_2$$

$$P_1 = P_2$$

$$\Delta Z = 18 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times g_c \times \alpha} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \\ &= (0) + 18 \text{ ft} \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2} + 0,7039\end{aligned}$$

$$= 18,7039 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned}P &= \frac{\rho Q W_s}{550} \\ &= \frac{62,16 \text{ lbft}^3 \times 0,0064 \text{ ft}^3/\text{s} \times 18,7039 \text{ ft.lbf/lbm}}{550}\end{aligned}$$

$$= 0,013 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa (η) = 75%

$$P \text{ Aktual} = \frac{0,013}{0,75} = 0,0182 \text{ Hp}$$

Maka daya pompa yaitu 0,5 Hp

D.2 SPESIFIKASI ALAT PENGOLAHAN LIMBAH

1. Bak Penampung

Fungsi : Tempat menampung air buangan sementara

Laju Volumetrik air buangan = 0,1875 m³/jam

Waktu penampungan air buangan = 10 hari

Volume air buangan = 0,1875 m³/jam x 10 hari x 24 jam
= 45 m³

Bak berisi 80% maka volume bak = $\frac{45 \text{ m}^3}{0,8} = 56,25 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut

- Panjang bak (p) = 1,5 x lebar bak
- Tinggi bak (t) = lebar bak (l)

Maka,,

volume bak = p x l x t

56,25 m³ = 1,5 l x l x l

l = $\sqrt[3]{\frac{56,25}{1,5}} = 2,936 \text{ m}$

Jadi panjang bak, p = 1,5 x 2,936 m = 4,4047 m

Lebar bak, = 2,936 m

Luas bak = 12,9341 m²

2. Bak Pengendapan Awal

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Laju Volumetrik air buangan = 0,1875 kg/jam

Waktu penampungan air buangan = 2 jam

Volume air buangan = 0,1875 kg/jam x 2 jam
= 0,3750 m³

Bak berisi 80% maka volume bak = $\frac{0,3750 \text{ m}^3}{0,8} = 0,4687 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut

$$- \text{ Panjang bak (p) = lebar bak (l) = tinggi bak (t)}$$

Maka,,

$$\text{volume bak} = p \times l \times t$$

$$0,4687 \text{ m}^3 = p \times l \times t$$

$$l = \sqrt[3]{0,4687} = 0,7996 \text{ m}$$

$$\text{Jadi panjang bak, p} = 0,7996 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak,} = 0,7996 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 0,6346 \text{ m}^2$$

3. Bak Netralisasi

Fungsi : Tempat untuk menentralkan pH limbah

$$\text{Laju Volumetrik air buangan} = 0,1875 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu penampungan air buangan} = 3 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air buangan} &= 0,1875 \text{ kg/jam} \times 3 \text{ hari} \times 2 \text{ jam} \\ &= 13,50 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Bak berisi 80\% maka volume bak} = \frac{13,50 \text{ m}^3}{0,8} = 16,8750 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut

$$- \text{ Panjang bak (p) = lebar bak (l) = tinggi bak (t)}$$

Maka,,

$$\text{volume bak} = p \times l \times t$$

$$16,8750 \text{ m}^3 = p \times l \times t$$

$$l = \sqrt[3]{16,8750} = 2,3343 \text{ m}$$

$$\text{Jadi panjang bak, p} = 2,3343 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak,} = 2,3343 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 5,4493 \text{ m}^2$$

Air buangan pabrik yang mengandung bahan organik mempunyai pH = 5 (Hammer, 1998). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6 (Kep.42/MENLH/10/1998). Untuk menetralkan limbah digunakan soda abu (Na_2CO_3). Kebutuhan Na_2CO_3

untuk menetralkan pH air limbah adalah 0,15 gr Na₂CO₃ Jumlah air buangan = 0,2396 m /30 ml air limbah (Lab. Analisa MIPA USU, 1999).

Jumlah air buangan = 0,1875 kg/jam = 187,5 L/jam

Kebutuhan Na₂CO₃ = 187,5 L/jam x $\frac{150 \text{ mg}}{0,03 \text{ liter}}$ x $\frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}}$
= 0,0937 kg/jam



Dengan memasukkan harga pada tabel LE.2, maka diperoleh harga koefisien kolerasi:

$$r = \frac{[n \sum X_i Y_i - \sum X_i \sum Y_i]}{\sqrt{[n \sum X_i^2 - (\sum X_i)^2] \times [n \sum Y_i^2 - (\sum Y_i)^2]}} \quad (\text{Montgomery, 1992})$$

$$= \frac{[(16)(3162010,5) - (31912)(15846,4)]}{\sqrt{[(16)(63648824) - (31912)^2] \times [(16)(15818164) - (15846,4)^2]}}$$

$$= 0,98$$

$$a = \frac{[\sum X_i^2 \times \sum Y_i] - [\sum X_i \times \sum (X_i Y_i)]}{(n \sum X_i^2) - (\sum X_i)^2}$$

$$b = \frac{(n \sum X_i Y_i) - (\sum X_i \sum Y_i)}{(n \sum X_i^2) - (\sum X_i)^2}$$

Jika disubstitusikan harga pada tabel LE.1, diperoleh harga

$$a = \frac{[63648824 \times 15846,4] - [31912 \times 31612010,5]}{(16 \times 63648824) - (31912)^2} = -36351,8529$$

$$b = \frac{[16 \times 3162010,5] - [31912 \times 15846,4]}{(16 \times 63648824) - (31912)^2} = 18,7226$$

Sehingga persamaan regresi linear adalah

$$Y = a + b.x$$

$$Y = -36351,8529 + 18,7226 x$$

Dengan demikian harga indeks pada tahun (x=2014) adalah

$$Y_{2014} = -36351,8529 + 18,7226 (2014)$$

$$= 1356,3622$$

Dengan demikian harga indeks pada tahun (x=2027) adalah

$$Y_{2015} = -36351,8529 + 18,7226 (2027)$$

$$= 1600,2536$$

1.2 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dapat dilihat pada tabel E.2. Adapun harga alat proses dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga

$$C_x = C_y \times \frac{I_x}{I_y} \quad (\text{Ulrich, 1984 pers 5-11 : 269})$$

Dimana

Cx = Harga alat pada tahun x

Cy = Harga alat pada tahun y

Ix = Indeks pada tahun x

Iy = Indeks pada tahun y

a. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Tabel LE.2 Harga Produk alat proses

No	Nama alat	Jumlah	Harga satuan	
			2014 \$	2027 \$
1	Tangki Oxylene	1	28.250	33.330
2	Vaporizer	1	20.022	23.622
3	Kompresor	1	1.300	1.534
4	Furnace	1	137.000	161.634
5	Reaktor	1	145.000	171.073
6	Kondensor parsial	1	18.107	21.363
7	knock out drum	1	67.200	79.283
8	Flaker	1	63.000	74.328
9	belt conveyer	1	10.500	12.388
10	bucket elevator	1	10.800	12.742
11	Silo	1	105300	124.234
12	Pompa oxylene	1	15.000	17.697
13	Pompa phthalic	1	18.000	17.697
Total			882.816	

Sumber : Alibaba, Matches

Tabel LE.3 Harga Produk alat proses

No	Nama alat	Jumlah	Harga satuan	
			2014 \$	2027 USD \$
1	Screening	1	2.500	2.949
2	Bak sedimentasi	1	3.079	3.633
3	Clarifier	1	11.322	13.357
4	Tangki Pelarut Alum	1	2.202	2.597
5	Tangki Pelarut Soda Abu	1	2.202	2.597
6	Sand Filter	1	1.680	1.982.09
7	Menara Air	1	60.335	71.184
8	Tangki Pelarutan Asam Sulfat	1	2.202	2.597
9	Menara Pendingin	1	10.190	12.022

10	Tangki Utilitas	1	44.461	44.461
11	Tangki Pelarutan Kaporit	1	2.202	2.597
12	Penukar Anion	1	9.100	10.736
13	Penukar Kation	1	9.100	10.736
14	Tangki Pelarutan Natrium Hidroksida	1	2.202	2.597
15	Deaerator	1	173.105	204.231
16	Tangki Bahan Bakar	1	25.000	29.495
17	Pompa Utilitas	18	580	12.317
18	Ketel Uap	1	514.000	607.241
19	Generator	1	9.350	11.031
20	Bak Penampung	1	4.790	5.651
21	Bak netralisasi	1	4.790	5.651
22	Bak pengendapan awal	1	4.790	5.651
Total				1.072.456

Kurs dollar Februari 2020 = Rp. 15.681

Harga peralatan total = Harga peralatan proses + harga peralatan utilitas
= \$ 882.816 + \$ 1.072.456
= \$ 1.955.273
= Rp. 30.660.631.161

1.3 Penaksiran Modal Industri (*Capital Investment*)

1.3.1 Fixed Capital Investment

a. *Direct Cost*

- *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Tabel E.4 Total Purchased Equipment Cost (PEC)

<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Biaya (Rp)	
Harga Alat / <i>Equipment cost (EC)</i>	Rp	30.660.631.161
Biaya pengangkutan samapai pelabuhan(15%EC)	Rp	4.599.094.674
Asuransi pengangkutan (1% EC)	Rp	306.606.312
Provisi Bank (0,2-0,5%, digunakan 0,2% dari EC)	Rp	61.321.262
EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)1%EC	Rp	306.606.312
Pajak Bea Masuk Barang (20%EC)	Rp	6.132.126.232
Total	Rp	42.066.385.953

- Biaya Pemasangan Alat (*Purchasing Equipment Installation*)

Biaya Instalasi sebesar 25%-55% dari PEC

Biaya = 25% x Rp 42.066.385.953

= Rp 10.516.576.488

- Instrumentasi dan control (*Instrumentation and Controls*)
Berdasarkan tabel 19 (Aries & Newton, 1955:97), biaya instrumentasi dan control yaitu 15% dari PEC

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 15\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 6.309.975.893 \end{aligned}$$

- Biaya pemipaan (*Piping*)
Berdasarkan tabel 8 (Peter & Timmerhaus, Hal.173,1991), biaya pemipaan 31% dari PEC

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 31\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 13.040.579.645 \end{aligned}$$

- Biaya Listrik
Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal.177,1991, Biaya instalasi listrik 10-15% PEC

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 4.206.637.096 \end{aligned}$$

- *Insulation*
Biaya insulasi 8% dari PEC terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 21 Aries & Newton, 1955:98)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 8\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 3.365.310.876 \end{aligned}$$

- Biaya Bangunan
Berdasarkan Peter & Timmerhaus, tabel 10, Hal.175,1991, biaya bangunan termasuk perawatan sebesar 7% dari PEC.

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 7\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 2.944.647.017 \end{aligned}$$

- Biaya Pengembangan Lahan (*Yard Improvements*)
Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal.246,1991, biaya pengembangan lahan yaitu 10-20% dari PEC

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 4.206.637.096 \end{aligned}$$

- Biaya Perawatan fasilitas (*Service Facilities*)

Biaya pengembangan lahan sebesar 30-80% dari PEC (Timmerhaus, 1991 hal:175).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 30\% \times \text{Rp } 42.066.385.953 \\ &= \text{Rp } 12.619.911.287 \end{aligned}$$

- Biaya Lahan

Harga rata-rata tanah di daerah lamongan = Rp 1.150.000/ m²

Total kebutuhan tanah pabrik = 7.750 m²

$$\begin{aligned} \text{Biaya untuk pembelian tanah} &= \text{Rp } 1.150.000 \times 7.750 \\ &= \text{Rp } 8.137.500.000 \end{aligned}$$

Tabel E.5 Total *Direct Cost* (DC)

Direct Cost (DC)	Biaya	
<i>Purchased Equipment Cost</i> (PEC)	Rp	42.066.385.953
Biaya Pemasangan Alat	Rp	10.516.596.488
Biaya Instrumentasi dan kontrol	Rp	6.309.955.644
Biaya Perpiaan	Rp	13.040.579.645
Biaya Listrik	Rp	4.206.637.096
Insulation	Rp	3.365.310.876
Biaya Bangunan termasuk perawatan	Rp	2.944.647.017
Biaya Pengembangan lahan	Rp	4.206.637.096
Biaya Fasilitas	Rp	12.619.911.287
Biaya lahan	Rp	8.137.500.000
Total	Rp	107.414.135.462

b. Indirect Cost

- Teknisi dan supervise (*Engineering and Supervision*)

Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal.210 (1991), besarnya biaya Teknik dan supervise yaitu 5-30% dari DC

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 10\% \times \text{Rp } 107.414.135.462 \\ &= \text{Rp } 107.414.135.462\end{aligned}$$

- Biaya legal *Expenses*

Berdasarkan Peter & Timmerhaus hal.248 (1991), besarnya biaya legal expenses yaitu 1-3% dari FCI. Biaya yang diambil sebesar 3%

$$\text{Biaya} = 3\% \times \text{FCI}$$

- Biaya *Construction Expenses*

Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal.210 (1991), besarnya biaya *construction expenses* yaitu 6-30% DC.

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 20\% \times \text{Rp } 107.414.135.462 \\ &= 21.482.827.092\end{aligned}$$

- *Contingency Cost*

Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal.210, (1991), besarnya biaya tak terduga yaitu 5-15% dari FCI.

$$\text{Biaya} = 15\% \times \text{FCI}$$

- Biaya *Contractor's Fee*

Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal.210, (1991), besarnya biaya *Contractor's Fee* adalah 2-8% DC.

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 8\% \times \text{Rp } 107.414.135.462 \\ &= 4.296.565.418\end{aligned}$$

Maka Total Indirect Cost (IC):

Tabel E.6 Total *Indirect Cost* (IC)

<i>Indirect Cost (IC)</i>	Biaya (Rp)	
Biaya teknisi dan supervise	Rp	10.741.413.546
Biaya legal	Rp	3% FCI
Biaya <i>construction</i>	Rp	21.482.827.092
biaya <i>Contractors fee</i>	Rp	4.296.565.418
<i>Contingency cost</i>	Rp	15% FCI
Total	Rp	36.520.806.057 +18% FCI

Sehingga, Total *Fixed Capital Investment* (FCI) adalah :

$$\text{FCI} = \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 107.414.135.462 + \text{Rp } 36.520.806.057 + 18\% \text{ FCI}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 143.934.941.519 + 18\% \text{ FCI}$$

$$(1-18\%) \text{ FCI} = \text{Rp } 143.934.941.519$$

$$82\% \text{ FCI} = \text{Rp } 143.934.941.519$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 175.520.416.486$$

Tabel E.7 Total *Indirect Cost* (IC)

<i>Indirect Cost (IC)</i>	Biaya	
Biaya teknisi dan supervisi	Rp	10.741.413.546
Biaya legal	Rp	5.265.912.495
Biaya <i>Construction Expenses</i>	Rp	21.482.827.092
Biaya <i>Contractors fee</i>	Rp	4.296.565.418
Biaya <i>Contingency cost</i>	Rp	26.329.562.473
Total	Rp	36.520.806.057

1.3.2 *Working Capital Investment* (WCI)

Berdasarkan Peter & Timmerhaus, Hal. 210, 1991 besar biaya working capital investment (WCI) yaitu 10-20% dari TCI. Diambil 15%.

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$$

1.3.3 Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp } 175.520.416.486 + (15\% \times \text{TCI}) \\ 1-15\% &= \text{Rp } 175.520.416.486 \\ 85\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 175.520.416.486 \\ \text{TCI} &= \text{Rp } 206.506.372.337 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka WCI} &= 15\% \times \text{TCI} \\ &= 15\% \times \text{Rp } 294.391.451.888 \\ &= \text{Rp } 29.439.145.189 \end{aligned}$$

1.4 Perkiraan penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut :

- a. Harga jual produk nitrobenzene tidak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal
- b. Produksi pada tahun langsung 100%

Produksi phthalic anhydride dipasaran global

Harga jual = \$ 1,43/kg cheamanalyst.com

Kapasitas = 25.000.000 kg

Harga penjualan per tahun = \$ 35.750.000
= Rp. 560.595.750.000

1.5 Total Production Cost (TPC)

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*
- c. *Fixed Manufacturing Cost*

1.5.1 Manufacturing Cost (MC)

a. Bahan Baku

Pada proses produksi di pabrik *phthalic anhydride* diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi bahwa harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga tiap tahun.

Bahan baku

Orthoxylene

Harga = Rp 11.000 (www.alibaba.com)

Kebutuhan = 2.279,0535 kg/jam

Biaya per tahun = 2.279,0535 kg/jam x 24 jam x 330 hari x Rp 11.000
= Rp 198.551.140.920

Biaya Bahan penunjang

Katalis (Vanadium Pentaoksida)

Harga = Rp 75.00011 (www.alibaba.com)

Kebutuhan = 13.060,2125 kg/tahun

Biaya per tahun = Rp 75.000 x 13.060,2125 kg
= Rp 979.515.940

Total biaya bahan baku = Rp 198.551.140.920+ Rp 979.515.940
= Rp 199.530.656.860

b. Biaya Upah Pekerja Operasi (Operasi Labor)

Tabel E.8 Biaya Upah Pekerja Operasi

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Jumlah gaji/bulan
Dewan komisaris	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
General manajer	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Sekretaris	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
Menejer produksi	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer kepegawaian	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer utilitas	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000

menejer Humas	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer Teknik	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer perpajakan	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer administrasi	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
menejer Pembelian	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Menejer penjualan	1	Rp 7.500.000	Rp 7.500.000
Kepala bagian	9	Rp 6.500.000	Rp 58.500.000
Karyawan produksi	40	Rp 4.500.000	Rp 180.000.000
Karyawan personalia	5	Rp 4.500.000	Rp 22500000
Karyawan utilitas	5	Rp 4.500.000	Rp 22500000
Karyawan Teknik	13	Rp 4.500.000	Rp 58500000
Karyawan Administrasi	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Karyawan Humas	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Karyawan Pembelian	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Karyawan Pemasaran	3	Rp 4.500.000	Rp 13500000
Dokter	1	Rp 4.500.000	Rp 4500000
perawat	2	Rp 3.500.000	Rp 7000000
Petugas keamanan	5	Rp 2.700.000	Rp 13500000
Petugas kebersihan	5	Rp 2.700.000	Rp 13500000
supir	5	Rp 2.700.000	Rp 13500000
Total	114		Rp 563.100.000

Total biaya operating *labor* = Rp 563.100.000 x 12 bulan/tahun

= Rp 6.757.200.000

c. *Direct Supervisory and Clerical labor*

Besar biaya direct supervisory and clerical labor adalah 10% untuk operasi sederhana dari biaya pekerja operasi (Aries & Newton, 1955).

Biaya = 10% x Rp 6.757.200.000

= Rp. 675.720.000

d. *Maintenance* (Pemeliharaan & Perbaikan)

Biaya perawatan dan perbaikan sebesar 6% dari FCI (Peters & Timmerhaus,

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 6\% \times \text{Rp. } 175.530.416.486 \\ &= \text{Rp } 10.531.824.989\end{aligned}$$

e. *Pant Supplies*

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan yang diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku/pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 15% dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan (Peters & Timmerhaus, 1991: 204).

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 15\% \times \text{Rp } 10.531.824.989 \\ &= \text{Rp } 1.579.773.748\end{aligned}$$

f. *Biaya Utilitas*

Biaya Utilitas adalah 10-20% dari TPC (Peters & Timmerhaus, 1991:203).

$$\text{Biaya} = 10\% \times \text{TPC}$$

g. *Royalty and Patent*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak paten/royalty berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Perkiraan kasar dari paten dan royalty biaya untuk proses di patenkan adalah 1 - 5% dari total biaya produk (Aries & Newton, 1955: 168).

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 1\% \times \text{Rp } 560.595.750.000 \\ &= \text{Rp } 5.605.957.500\end{aligned}$$

Tabel E.9 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost	Biaya	
Biaya bahan baku	Rp	199.530.656.860
<i>biaya operating labor</i>	Rp	563.100.000
<i>Biaya direct supervisory and Clerical Labor</i>	Rp	675.720.000
<i>Maintenance</i>	Rp	10.531.824.989
<i>Plant supplies</i>	Rp	1.579.773.748
Biaya utilitas	Rp	10% x TPC
<i>Pantent dan royalties</i>	Rp	11.350.000.000
Total	Rp	238.504.229.498

1.5.2 *Indirect Manufacturing Cost (DMC)*

a. Payroll Overhead

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerjaan di kalsifikasikan gaji overhead . Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual. Secara total dapat diperkirakan sebagai jumlah yang setara dengan 10 -20% dari operating labour (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{Rp } 6.757.200.000 \\ &= \text{Rp } 675.720.000 \end{aligned}$$

b. *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Biaya rata-rata setara dengan 10 - 20% dari operating labour (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{Rp } 6.757.200.000 \\ &= \text{Rp } 675.720.000 \end{aligned}$$

c. *Plant Overhead*

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaann fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif

mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, penggunaan ruangan, dan teknik. Biaya rata-rata setara dengan 40 - 100% dari operating labour (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 40\% \times \text{Rp } 6.757.200.000 \\ &= \text{Rp } 2.702.880.000 \end{aligned}$$

Tabel E.10 Biaya Upah Pekerja Operasi

Indirect manufacturing cost (DMC)	Biaya (Rp)
<i>Payroll overhead</i>	Rp 675.720.000
<i>Laboratory</i>	Rp 675.720.000
<i>Plant overhead</i>	Rp 2.702.880.000
Total	Rp 4.054.320.000

1.5.3 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

a. Depresiasi

Besarnya nilai depresiasi yaitu berkisar 8-10% dari FCI (Aries & Newton, 1955: 180).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{Rp } 175.530.416.486 \\ &= \text{Rp } 17.553.041.649 \end{aligned}$$

b. Property Taxes

Biaya property taxes biasanya dalam kisaran 2-4% dari FCI. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak property local sekitar 1-2% dari FCI (Peters & Timmerhause, 1991: 205).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 2\% \times \text{Rp } 175.530.416.486 \\ &= 3.510.608.330 \end{aligned}$$

c. Insurance

Berdasarkan Peter & Timmerhaus, 1991: 205 besarnya biaya asuransi yaitu 1% dari FCI.

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 1\% \times \text{Rp } 175.530.416.486 \\ &= \text{Rp. } 1.755.304.165 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung total manufacturing cost (TMC) dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel E.11 Total *Manufacturing cost* (TMC)

Total Manufacturing cost (TMC)	Biaya	
<i>Direct manufacturing cost</i>	Rp	218.487.033.097
<i>Indirect manufacturing cost</i>	Rp	4.054.320.000
<i>Fixed manufacturing cost</i>	Rp	22.818.954.143
Total	Rp	245.360.307.241
	Rp	245.360.307.241 +10% TPC

1.6 Biaya Umum / *General Expenses* (GE) dan Total Biaya Produksi

1.6.1 *General Expenses*

a. Administrasi

Biaya administrasi dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2-3% dari harga jual atau 3-6% dari biaya produksi (Aries & Newton, 1955: 185).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya} &= 3\% \times \text{Manufacturing Cost} \\
 &= 3\% \times \text{Rp } 245.360.307.241 + 10\% \text{ TPC} \\
 &= \text{Rp } 7.360.809.217
 \end{aligned}$$

b. Distribusi dan Pemasaran (*Distribution and Marketing Cost*)

Biaya distribusi dan pemasaran dapat diperkirakan secara kasar dalam jumlah yang sama dengan 3-12% dari harga jual atau 2-22% dari biaya produksi (Aries & Newton, 1955: 186).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya} &= 2\% \times \text{Manufacturing Cost} \\
 &= 3\% \times \text{Rp } 245.360.307.241 + 10\% \text{ TPC} \\
 &= \text{Rp. } 7.360.809.217
 \end{aligned}$$

c. Riset dan Pengembangan

Beban penelitian dapat diperkirakan setara dengan 2-4% dari harga jual atau 3,5-8% dari biaya produksi (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya} &= 2\% \times \text{Rp } 245.360.307.241 + 10\% \text{ TPC} \\
 &= \text{Rp } 4.907.206.145
 \end{aligned}$$

d. Finance

Biaya finance 2-4% dari capital investment/working capital + fixed capital investment (Aries & Newton, 1955:187).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 2\% \times (\text{Rp } 175.530.416.486 + \text{Rp } 20.650.637.234) \\ &= \text{Rp } 3.923.621.074 \end{aligned}$$

Total biaya general expense dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel E.12 Total *General Expense* (GE)

<i>General Expense</i>	Biaya
Administrasi	Rp 7.360.809.217 + 10% TPC
Distribusi dan pemasaran	Rp 7.360.809.217 + 10% TPC
riset dan pengembangan	Rp 4.907.206.145 + 10% TPC
Finance	Rp 3.923.621.074
Total	Rp 23.552.445.654 + 30% TPC

1.6.2 Total Production Cost (TPC)

Tabel E.13 Total *Production Cost* (TPC)

Total Production Cost (TPC)	Biaya
<i>Manufacturing Cost</i>	Rp 245.360.307.241+10% TPC
<i>General Expenses</i>	Rp 23.552.445.654+30% TPC
Total	Rp 268.912.752.894+40% TPC

1.6.3 Total Production Cost (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{MC} \\ &= \text{Rp } 268.912.752.894 + (40\% \times \text{TPC}) \\ 1-40\% \text{ TPC} &= \text{Rp } 268.912.752.894 \\ 60\% &= \text{Rp } 268.912.752.894 \\ \text{TPC} &= \text{Rp } 448.187.921.490 \end{aligned}$$

Tabel E.14 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<i>Direct manufacturing DMC</i>	Biaya	
Biaya bahan baku	Rp	199.530.656.860
<i>Biaya Operating Labor</i>	Rp	6.757.200.000
<i>Biaya direct supervisory and clerical labor</i>	Rp	675.720.000
<i>Maintenance</i>	Rp	10.531.824.989
<i>Plant supplies</i>	Rp	1.579.773.748
Biaya utilitas	Rp	44.818.792.149
<i>Patent and Royalties</i>	Rp	5.605.957.500
Total	Rp	269.499.925.246

Total Manufacturing Cost (TMC)Tabel E.15 *Total Manufacturing Cost (DMC)*

Total Manufacturing Cost	Biaya	
<i>Direct Manufacturing Cos</i>	Rp	269.499.925.246
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp	36.520.806.057
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp	22.818.954.143
Total	Rp	328.839.685.447

Tabel E.16 *Total General Expense (GE)*

<i>General Expense</i>	Biaya	
Administrasi	Rp	7.360.809.217
Distribusi dan pemasaran	Rp	52.179.601.366
Riset dan pengembangan	Rp	49.725.998.294
Finace	Rp	3.923.621.074
Total	Rp	113.190.029.952

1.7 Harga Jual dan Harga Dasar

1.7.1 Harga dasar

Kapasitas produksi pertahun = 25.000.000 kg/tahun

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}} = \frac{448.187.921.490}{25.000.000} = \text{Rp } 17.928/\text{kg}$$

1.7.2 Harga Pasaran

Harga jual *phthalic anhydride* dipasar global berkisar \$ 1,43/kg

1.7.3 Harga jual

Pada pabrik *phthalic anhydride* diinginkan keuntungan sebesar 10%, maka harga jual *phthalic anhydride* :

$$= \text{Harga dasar} \times (\text{harga} + \text{keuntungan})$$

$$= \text{Rp } 17.928/\text{kg} \times (100\% + 10\%)$$

$$= \text{Rp } 19.720/\text{kg}$$

Harga jual produk *phthalic anhydride* lebih rendah daripada harga rata-rata pasaran sehingga dapat menarik minat pembeli.

$$\text{Total penjualan} = \text{Harga } \textit{phthalic anhydride} \times \text{jumlah produksi}$$

$$= \text{Rp } 19.720/\text{kg} \times 25.000.000 \text{ kg}$$

$$= \text{Rp } 493.006.713.639/\text{tahun}$$

1.8 Laba Perusahaan

a. Laba sebelum pajak

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Total penjualan} - \text{total biaya produksi}$$

$$= \text{Rp } 493.006.713 - \text{Rp } 448.187.921.490$$

$$= \text{Rp } 44.818.792.149$$

b. Pajak penghasilan = 30% x Rp 44.818.792.149

$$= \text{Rp } 13.445.637.654$$

$$\text{Laba setelah pajak} = \text{Laba sebelum pajak} - \text{Pajak penghasilan}$$

$$= \text{Rp } 44.818.792.149 - \text{Rp } 13.445.637.654$$

$$= \text{Rp } 31.373.154.504$$

1.9 Analisa Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu, dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik nitrobenzen. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton, 1955. Adapun biaya-biaya tersebut antara lain :

Fixed Cost (Fa)

Depresiasi	= Rp 17.553.041.649
<i>Property taxes</i>	= Rp 3.510.608.330
<i>Insurance</i>	= Rp 1.755.304.165
Total	= Rp 22.818.954.143

Variabel Cost (Va)

1. Biaya bahan baku	= Rp 199.530.656.860
2. Utilitas	= Rp 44.818.792.149
Total	= Rp 244.349.449.009

Regulated Cost (Ra)

1. Gaji Operating labor	= Rp. 6.757.200.000
2. <i>Plant Overhead</i>	= Rp. 2.702.880.000
3. Supervisi	= Rp 675.720.000
4. Laboratorium	= Rp 675.720.000
5. <i>General Expense</i>	= Rp 113.190.029.952
6. <i>Maintenance</i>	= Rp 10.531.824.989
7. <i>Plant Supplies</i>	= Rp 1.579.773.748
Total	= Rp 136.113.148.689

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari :

a. *Return On Investment (ROI)*

Sebelum pajak

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{44.818.792.149}{175.530.416.486} \times 100\%$$

$$= 25,53\%$$

Syarat ROI > 44% = Pabrik tergolong high risk

Untuk ROI < 44% = Pabrik tergolong low risk

Sesudah pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{31.373.154.504}{175.530.416.486} \times 100\%$$

$$= 17,87\%$$

Nilai ROI yang diperoleh <44%, sehingga pabrik tergolong *low risk*

b. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Profit} + \text{Despresiasi}}$$

$$= \frac{175.530.416.486}{44.818.792.149 + 17.553.041.649}$$

$$= 2,81$$

Sesudah Pajak

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Profit} + \text{Despresiasi}}$$

$$= \frac{250.323.734.105}{31.373.154.504 + 175.530.416.486}$$

$$= 3,5$$

Niali POT yang diperoleh diantara 2-5 tahun, sehingga pabrik tergolong low risk.

c. Break Even Point (BEP)

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{(Fa + 0,3 \times Ra)}{\text{Total penjualan} - Va - 0,7 \times Ra} \times 100\% \\ &= \frac{(22.818.954.143 + 0,3 \times 136.113.148.689)}{493.006.713.639 - 244.349.449.009 - 0,7 \times 136.113.148.689} \times 100\% \\ &= 41,50\% \end{aligned}$$

d. Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{(0,3 \times Ra)}{\text{Total penjualan} - Va - 0,7 \times Ra} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times 136.113.148.689)}{493.006.713.639 - 244.349.449.009 - 0,7 \times 136.113.148.689} \times 100\% \\ &= 26,62\% \end{aligned}$$

e. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

DFC merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$R = (FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC$$

$$S = [(1 + i)^{-1} + (1 + i)^{-2} + \dots + (1 + i)^{-n} + 1]$$

Dimana:

n = Umur pabrik (10 tahun)

R = Cash flow berdasarkan pendapatan akhir tahun

S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan salvage *value* dan *working capital*

CF = Cash flow setelah pajak

= Keuntungan setelah pajak + depresiasi + finance

= Rp. 34.977.720.361 + Rp 17.553.041.649 + 3.923.621.074

= Rp 52.849.817.227

FCI = *Fixed Capital Investment*

$$= \text{Rp } 44.818.792.149$$

WC = *Working capital*

$$= \text{Rp } 20.650.637.234$$

SV = *Salvage value (10% FCI)*

$$= 10\% \times \text{Rp } 175.530.416.486$$

$$= \text{Rp } 17.553.041.649$$

i = *Interest/ Discounted cash flow*

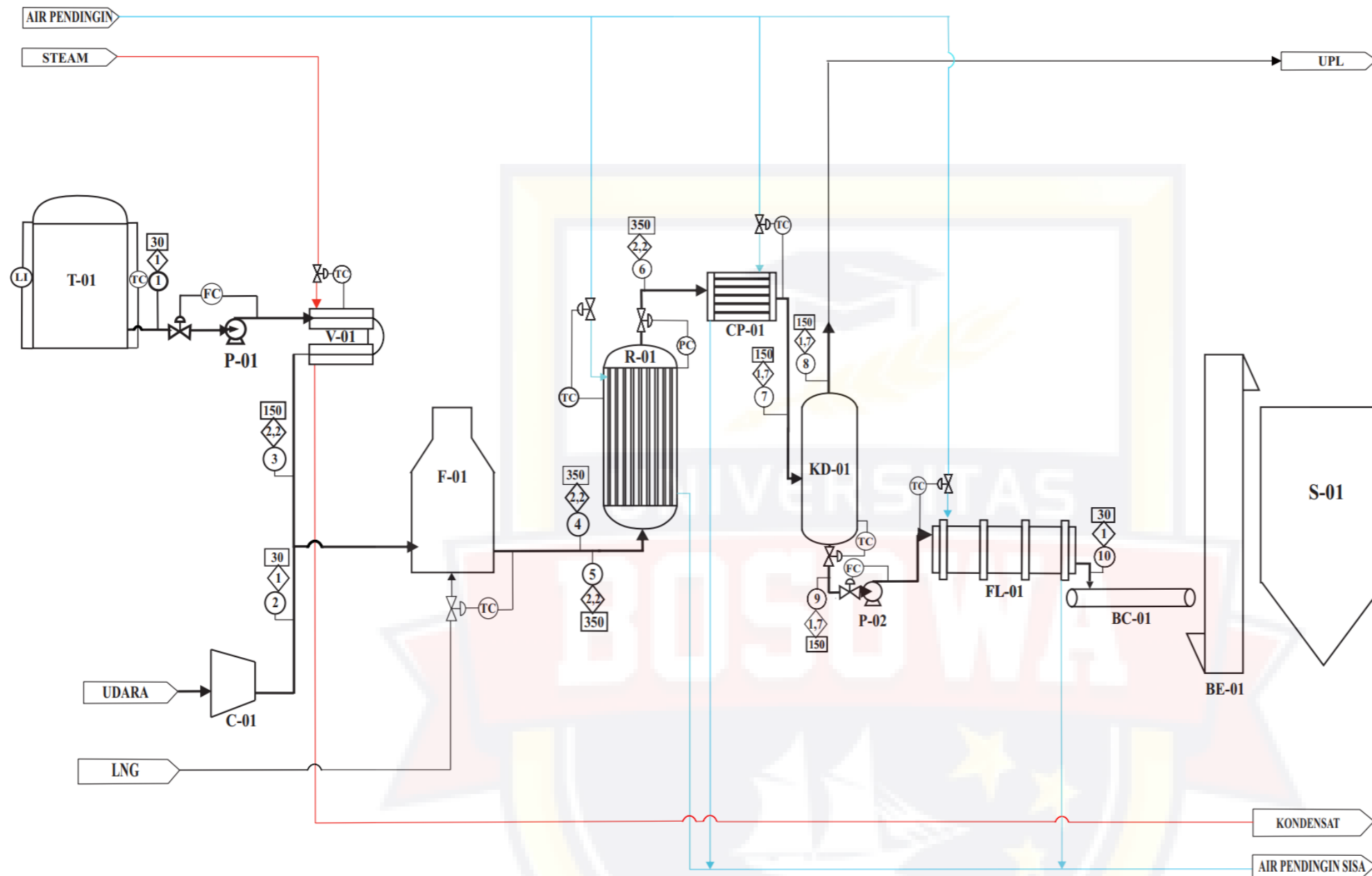
Trial and error untuk mencari nilai i

$$(FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1]$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Interest (i)} = 17,56\%$$

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 6,3% per tahun (<http://bi.go.id>). Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.



Kode	Keterangan
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
FC	Flow Controller
TC	Temperature Controller
□	Temperatur (C)
◇	Tekanan (bar)
○	Nomor Alur

Keterangan Alat			
No	Kode	Nama alat	Jumlah
13	S-01	Silo	1
12	BE-01	Bucket Elevator	1
11	BC-01	Belt Conveyor	1
10	FL-01	Flaker	1
9	P-02	Pompa Phthalic Anhydride	1
8	KD-01	Knock Our Drum	1
7	CP-01	Kondensor Parsial	1
6	R-01	Reaktor	1
5	F-01	Furnace	1
4	C-01	Kompresor	1
3	V-01	Vapourizer	1
2	P-01	Pompa Ortho Xylene	1
1	T-01	Tangki Ortho Xylene	1

Komponen	Material Balance (kg/jam)									
	Nomor Arus									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C ₈ H ₄ O ₃						3.150,2526	3.150,2526		3.156,5657	3.156,5657
C ₈ H ₁₀	2.279,0535		2.279,0535	2.279,0535		22,7905	22,7905	22,7905		
H ₂ O	23,0207		23,0207	23,0207		1.402,6452	1.402,6452	1.396,3321	6,3131	6,3131
O ₂		2.064,0485			2.064,0485	20,6405	20,6405	20,6420		
N ₂		7.764,7538			7.764,7538	7.764,7539	7.764,7539	7.764,7538		
Total	2.302,0742	9.828,8023	2.302,0742	2.302,0742	9.828,8023	12.130,8766	12.130,8766	8.974,3109	3.156,5657	3.156,5657

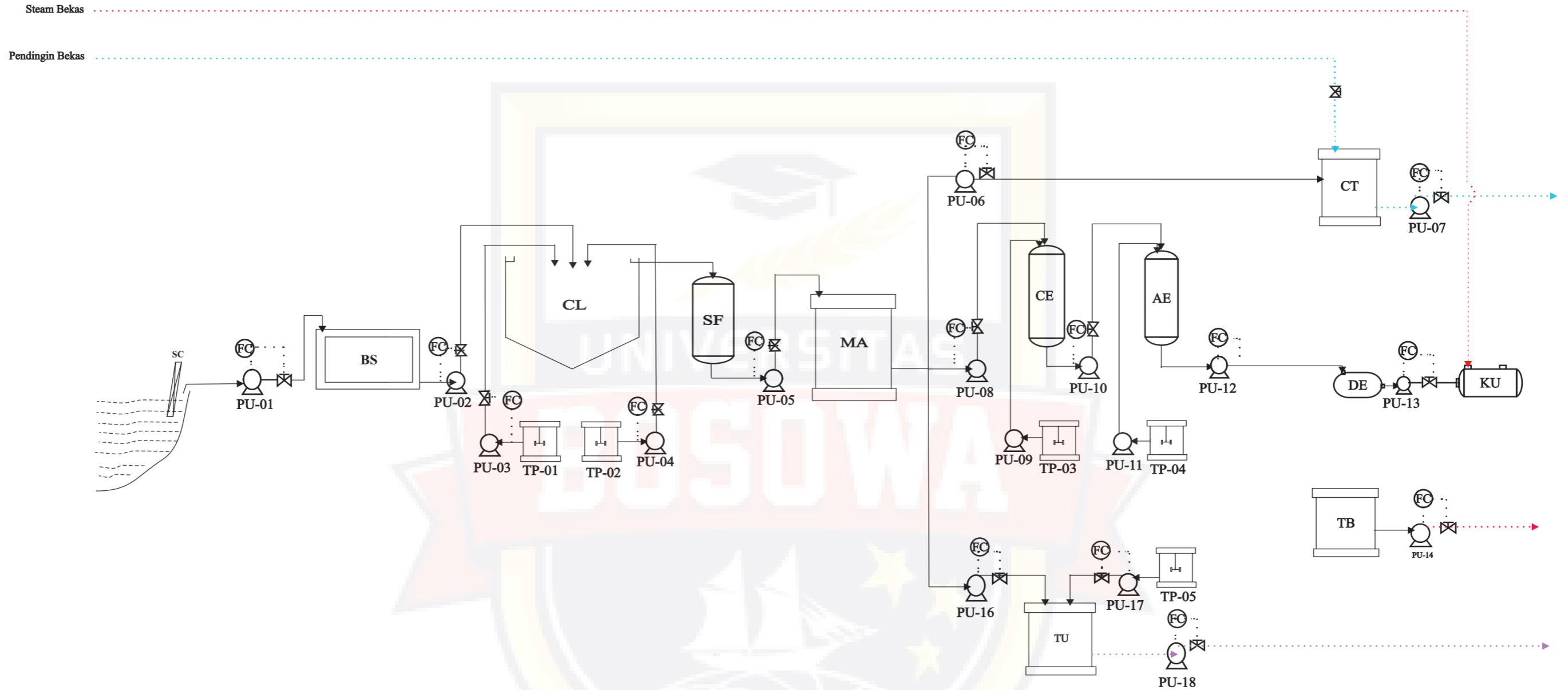


JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS BOSOWA

FLWSHEET
PRA RANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE DARI
ORTHOXYLENE DAN UDARA KAPASITAS 25.000
TON/TAHUN

Digambar oleh: Sonia Anjelica 4518044012
Diperiksa oleh: 1. Dr. Hamsina, ST., M.Si 09 2406 7601
2. M.Tang, ST.,M.Pkim 09 1302 7503

FLOWSHEET PENGOLAHAN AIR PADA PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE



Kode Alat	Nama Alat
SC	Screening
BS	Bak Sedimentasi
SF	Send Filter
CL	Clarifier
MA	Menara Air
MP	Menara Pendingin
CE	Cation Exchanger
AE	Anion Exchanger
DE	Deaerator

Kode Alat	Nama Alat
TP-01	Tangki pelarut Aluminium Sulfat
TP-02	Tangki pelarut soda Abu
TP-03	Tangki Pelarut H ₂ SO ₄
TP-04	Tangki Pelarut NaOH
TP-05	Tangki Pelarut Kaporit
TB	Tangki Bahan Bakar
TU	Tangki Utilitas
KU	Ketel Uap
PU	Pompa Utilitas

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS BOSOWA
Digambar oleh :	Sonia Anjelica 4518044012
Diperiksa oleh :	1. Dr. Hamsina, ST., M.Si 09 2406 7601 2. M.Tang, ST., M.Pkim 09 1302 7503