

**PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHIDA  
DARI TOLUENA DAN KLORIN DENGAN  
KAPASITAS 115.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik**



**Disusun Oleh :**

**Nurul Salama (4518044013)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS BOSOWA  
MAKASSAR  
2023**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHIDA DARI TOLUENA DAN  
KLORIN DENGAN KAPASITAS 115.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :

Nurul Salama (4518044013)

Telah dipertahankan didepan Dewan Penguji

Pada tanggal 20 Februari 2023 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Dosen Pembimbing I



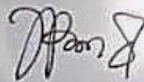
Dr. Hamsina, S.T., M.Si.  
NIDN.09 2406 7601

Dosen Pembimbing II



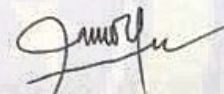
M. Tsog, S.T., M.PKim.  
NIDN.09 1302 7503

Penguji I




Hermawati, S.Si., M.Eng.  
NIDN. 09 2407 7101

Penguji II



Fitri Ariani, S.Si., M.Eng.  
NIDN. 09 0103 8905

Makassar..... 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 : Nurul Salama  
Nomor Induk Mahasiswa : 4518044013  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Benzaldehida dari Toluena dan Klorin dengan Kapasitas 115.000 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 menyimpan, mengalihmediakan/menginformasikan, mengelola dalam bentuk *database*, mendistribusikan dan menampilkan untuk kepentingan akademik.
3. Bersedia dan meminjamkan untuk menanggung secara pribadi tanpa melibatkan pihak Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Bosowa 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, 28 Februari 2023

Pembuat Pernyataan



**NURUL SALAMA**

4518044013

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kepada kehadiran Allah SWT, yang telah memberikan rahmat, hidayah dan nikmat-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Benzaldehida dari Toluena dan Klorin dengan Kapasitas 115.000 Ton/Tahun”. Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi S1 pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih atas segala bantuan baik berupa bimbingan, dorongan serta semangat dari banyak pihak. Untuk itu penyusun mengucapkan banyak terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Batara Surya, S.T., M.Si. selaku Rektor Universitas Bosowa.
2. Bapak Dr. H. Nasrullah, S.T., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar.
3. Bapak Dr. Ir. A. Zulfikar, M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bosowa.
4. Ibu Dr. Hamsina, S.T., M.Si. selaku Dosen Pembimbing I
5. Bapak M.Tang, S.T., M.Pkim. selaku Dosen Pembimbing II
6. Ibu Hermawati, S.Si., M.Eng. dan Ibu Fitri Ariani, S.Si., M.Eng. Selaku Dosen Penguji.
7. Bapak/Ibu Dosen jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa
8. Teristimewa Orang Tua tercinta, Bapak Salama dan Ibu Nur Hayati serta Saudara penyusun, Ismail Salama, Sarman Salama, dan Indah Wahyuni yang tak pernah lelah memberikan do'a dan dukungan, baik secara moril maupun materil.
9. Sobat RM tersayang, Nur Rifkatul Hikmayani, Sari Andira Tahir, Desi Ramadani, Evelyn Stacy Pabeo, Irpan Ramadhan, dan Aryawira Sese Tritama, yang selalu memberikan semangat, mendengarkan keluh kesah dan selalu membantu penyusun menyelesaikan Tugas Akhir.

10. Kakak – kakak pembimbing 3, kak Maulana Ishaq, S.T., dan kak Humahera Yanti, S.T., yang senantiasa membantu penyusun menyelesaikan Tugas Akhir.
11. Teman – teman Cenayang Grup, Aslindah Septinia, S.Farm., dan Nur Hikmah yang selalu memberikan semangat.
12. Senior – senior di HIMATEK-FT UNIBOS.
13. Teman – teman seperjuangan HIMATEK – FT UNIBOS.
14. Terima kasih untuk diri saya sendiri, telah kuat, mampu bertahan, dan selalu sehat dalam menikmati setiap proses Tugas Akhir ini.

Akhirnya dengan segala keterbatasan, penyusun berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat dan digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 28 Februari 2023

NURUL SALAMA

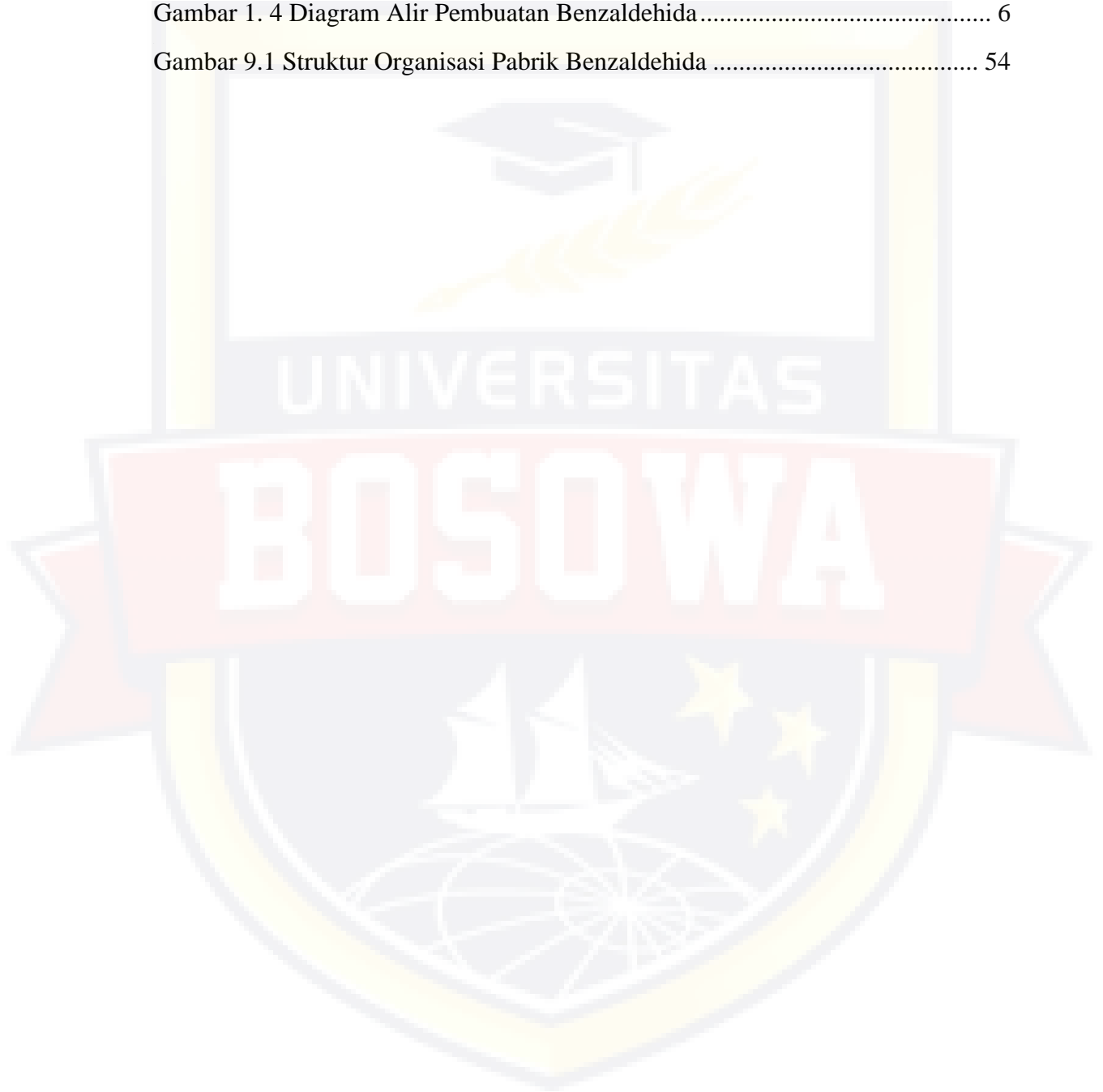
## DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
SURAT PERNYATAAN.....	iii
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
DAFTAR TABEL.....	x
ABSTRAK .....	xii
BAB I. PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan kapasitas pabrik.....	1
1.3 Pemilihan lokasi pabrik .....	3
1.4 Tinjaun Pustaka .....	4
BAB II. URAIAN PROSES.....	9
2.1 Tahapan Persiapan Bahan Baku .....	9
2.2 Tahap Klorinasi .....	9
2.3 Tahap Hidrolisa .....	9
2.4 Tahap Destilasi .....	9
2.5 Diagram Kualitatif.....	11
2.6 Diagram Kuantitatif.....	12
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN .....	13
BAB IV. NERACA MASSA .....	15
4.1 Neraca Massa Peralat .....	15
4.2 Neraca Massa Total .....	17
BAB V. NERACA PANAS .....	18
BAB VI. SPESIFIKASI ALAT .....	23
BAB VII UTILITAS .....	35
7.1 Unit Penyediaan Air .....	35
7.2 Unit Penyediaan Larutan Pemanas .....	37
7.3 Unit Penyediaan Listrik.....	37
7.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	38
BAB VIII. LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PABRIK .....	39
8.1 Layout Pabrik .....	39

8.2	Layout Peralatan Proses .....	43
<b>BAB IX. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>		<b>46</b>
9.1	Dasar Perusahaan.....	46
9.2	Bentuk Perusahaan .....	46
9.3	Struktur Organisasi.....	47
9.4	Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi .....	48
9.5	Jaminan Sosial .....	55
9.7	Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan.....	57
<b>BAB X. ANALISIS EKONOMI.....</b>		<b>60</b>
10.1	Dasar Perhitungan .....	61
10.2	Penaksiran Harga Peralatan.....	61
10.3	Penentuan Investasi Modal Total (TCI) .....	62
10.4	Penentuan Biaya Total Produksi (TPC) .....	65
10.5	General Expense.....	67
10.6	Total Penjualan.....	68
10.7	Perkiraan Laba Usaha.....	68
10.8	Analisa Kelayakan.....	68
<b>BAB XI. KESIMPULAN.....</b>		<b>71</b>
11.1	Kesimpulan.....	71
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>72</b>
<b>LAMPIRAN A .....</b>		<b>74</b>
<b>LAMPIRAN B .....</b>		<b>82</b>
<b>LAMPIRAN C .....</b>		<b>105</b>
<b>LAMPIRAN D.....</b>		<b>236</b>
<b>LAMPIRAN E .....</b>		<b>313</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Lokasi Pabrik Benzaldehida.....	3
Gambar 1. 2 Struktur Toluena.....	5
Gambar 1. 3 Struktur Benzaldehida.....	6
Gambar 1. 4 Diagram Alir Pembuatan Benzaldehida.....	6
Gambar 9.1 Struktur Organisasi Pabrik Benzaldehida .....	54





## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Benzaldehida di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Perbandingan Proses Pembuatan Benzaldehida.....	8
Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor I.....	15
Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor II.....	15
Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor III .....	16
Tabel 4.4 Neraca Massa Intermediate Tank.....	16
Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Tank .....	16
Tabel 4. 6 Neraca Massa Destilasi .....	16
Tabel 5. 1 Neraca Panas Reaktor I.....	18
Tabel 5.2 Neraca Panas Reaktor II.....	19
Tabel 5.3 Neraca Panas Reaktor III .....	19
Tabel 5.4 Neraca Panas Intermediate Tank.....	20
Tabel 5.5 Neraca Panas Heater .....	20
Tabel 5.6 Neraca Panas Flash Tank .....	21
Tabel 5.7 Neraca Panas Cooler .....	21
Tabel 5. 8 Neraca Panas Destilasi .....	22
Tabel 6.1 Spesifikasi Alat Storage Larutan Toluena (TP-01).....	23
Tabel 6.2 Spesifikasi Alat Storage Klorin (TP-02).....	23
Tabel 6. 3 Spesifikasi Alat Pompa (PC-01) .....	23
Tabel 6. 4 Spesifikasi Alat Pompa (PC-02) .....	24
Tabel 6. 5 Spesifikasi Alat Reaktor I (R-01).....	24
Tabel 6. 6 Spesifikasi Alat Pompa (PC-03) .....	25
Tabel 6. 7 Spesifikasi Alat Reaktor II (R-02) .....	25
Tabel 6. 8 Spesifikasi Alat Pompa (PC-04) .....	26
Tabel 6. 9 Spesifikasi Alat Reaktor III (R-03).....	26
Tabel 6. 10 Spesifikasi Alat Pompa (PC-05) .....	27
Tabel 6. 11 Spesifikasi Alat Intermediate Tank (IT-01).....	27
Tabel 6. 12 Spesifikasi Alata Kompresor (KP-01) .....	28
Tabel 6. 13 Spesifikasi Alat Tangki Penampung HCl (TP-03).....	28
Tabel 6. 14 Spesifikasi Alat Tangki NaOH (TP-05).....	29
Tabel 6. 15 Spesifikasi Alat Pompa (PC-06) .....	30

Tabel 6. 16 Spesifikasi Alat Heater (H-01).....	30
Tabel 6. 17 Spesifikasi Alat Flash Tank (FT-01).....	30
Tabel 6.18 Spesifikasi Alat Tangki Penampung Asam Benzoat (TP-04).....	31
Tabel 6. 19 Spesifikasi Alat Cooler (C-01).....	31
Tabel 6.20 Spesifikasi Alat Destilasi (D-01) .....	32
Tabel 6. 21 Spesifikasi Alat Kondensor (K-01).....	32
Tabel 6. 22 Spesifikasi Alat Reboiler (RE-01) .....	33
Tabel 6. 23 Tangki Penampung Benzoil Klorida (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl) (TP-06).....	33
Tabel 6.24 Tangki Penampung Produk.....	34
Tabel 9. 1 Jadwal Kerja Karyawan Pabrik.....	57
Tabel 9. 2 Estimasi Gaji Karyawan.....	58

UNIVERSITAS

**BOSOWA**

## ABSTRAK

Pabrik Benzaldehida dirancang dengan kapasitas 115.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku Toluena diperoleh dari PT. Asahimas Chemical dan bahan baku klorin diperoleh dari PT. Styrimdo Mono Indonesia yang letaknya di Kawasan Industri Cilegon. Berdasarkan aspek ketersediaan bahan baku dan utilitas, lokasi pabrik didirikan di Serang, Provinsi Banten dengan luas tanah 30.000 m<sup>2</sup>. Pabrik beroperasi selama 330 hari efektif setiap tahun dan 24 jam/hari. Tahap pembuatan produk benzaldehida dimulai dengan tahap persiapan bahan yaitu toluena dan klorin, kemudian tahap klorinasi terjadi reaksi antara toluena dan klorin menghasilkan benzalklorida dengan koversi reaksi 80%. Setelah itu, tahap hidrolisa Benzalklorida yang terbentuk ditambahkan air dan natrium hidroksida sebagai katalis sehingga terbentuk benzaldehida dan tahap destilasi yaitu pemisahan benzoil klorida dengan produk benzaldehida. Utilitas yang diperlukan berupa air sebanyak 198.590,989161 kg/jam. Larutan Pemanas yang digunakan adalah dowtherm A dengan kebutuhan 11.512,940588 kg/ jam. Total kebutuhan listrik sebesar 1.076,31030 kW dengan cadangan 1 buah generator dengan daya 1.300 kW. Setelah dilakukan analisis ekonomi dan dinilai cukup menguntungkan, pabrik Benzaldehida ini membutuhkan Fixed Capital Rp. 699.111.508.504,169 dan Working Capital 1.718.247.953.692,710. Hasil analisis ekonomi pabrik Benzaldehida diperoleh nilai ROI sebelum pajak yaitu 94,16% dan ROI setelah pajak yaitu 61,20%. Nilai POT sebelum pajak yaitu 0,95 tahun dan nilai POT setelah pajak yaitu 1,40 tahun. BEP diperoleh sebesar 42,47 % kapasitas produksi dan SDP diperoleh sebesar 34,89 % kapasitas produksi. IRR sebesar 40,58 %.

***Kata Kunci : Benzaldehida, Toluena, Klorin, Prarancangan***

## **BAB I. PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Perkembangan industri dunia saat ini mulai memberikan dampak yang besar pada perkembangan industri di Indonesia. Meningkatnya permintaan dunia akan produk menyebabkan berkembangnya sektor industri, khususnya industri kimia telah mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitas sehingga kebutuhan akan bahan baku, bahan pembantu, maupun tenaga kerja semakin meningkat. Oleh karena itu, Indonesia perlu mengembangkan sektor industri untuk memajukan perekonomian negara dan kesejahteraan rakyat. Adapun bahan kimia yang pemenuhannya masih di impor dari luar negeri dengan jumlah yang banyak dari tahun ke tahun ialah benzaldehida.

Benzaldehida merupakan aldehida aromatik yang penting dalam industri. Benzaldehida banyak digunakan dalam industri farmasi dan industri parfum. Selain itu, benzaldehida juga dibutuhkan dalam industri elektroplating. Oleh karena itu, benzaldehida merupakan bahan baku yang sangat penting bagi banyak industri lainnya. Benzaldehida dapat dibuat secara sintesis, yaitu dengan oksidasi toluena, reaksi cabang klorinasi toluena ke benzal klorida disertai hidrolisa benzaldehida, reaksi sommelet, sintesa Gattermen Koch dan lain-lain.

Dalam upaya mengurangi ketergantungan impor benzaldehida di Indonesia, maka pabrik benzaldehida perlu didirikan. Dengan ini, dapat mendukung pertumbuhan perekonomian Indonesia dan dapat membuka lapangan kerja baru bagi masyarakat sekitar sehingga mengurangi angka pengangguran.

### **1.2 Penentuan kapasitas pabrik**

Ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas perancangan pabrik benzaldehida, yaitu dengan mempertimbangkan kapasitas produksi benzaldehida yang sudah berdiri dan kebutuhan benzaldehida di Indonesia.

#### **1.2.1 Kebutuhan Benzaldehida di Indonesia**

Saat menentukan kapasitas pabrik, ada beberapa hal yang menjadi tumpuan, seperti kebutuhan pasar dan kapasitas pabrik.

Tabel 1.1 Data Impor Benzaldehida di Indonesia

No.	Tahun	Impor (Ton/Tahun)
1.	2017	31.155
2.	2018	34.760
3.	2019	40.241
4.	2020	37.556
5.	2021	45.529

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia

Kebutuhan benzaldehida di Indonesia masih bergantung pada impor dari luar negeri. Berdasarkan data ekspor dan impor dari Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia pada Tabel 1.1 menunjukkan data impor benzaldehida lima tahun terakhir. Adapun persamaan yang digunakan adalah:

$$A = P_0 (1+i)^n$$

Keterangan:

- A = Kapasitas pabrik produksi benzaldehida tahun 2026 (ton)
- $P_0$  = Kapasitas pada tahun terakhir 2021 (ton)
- i = Kenaikan rata-rata impor benzaldehida tiap tahun
- n = Selisih tahun yang diperhitungkan

Maka perkiraan impor pada tahun 2026 adalah:

$$\begin{aligned} A &= 45.529 (1+ 10,47415792)^5 \\ &= 74.918,937731 \text{ ton} \end{aligned}$$

Karena di Indonesia tidak ada pabrik Benzaldehida, maka kapasitas dapat dihitung:

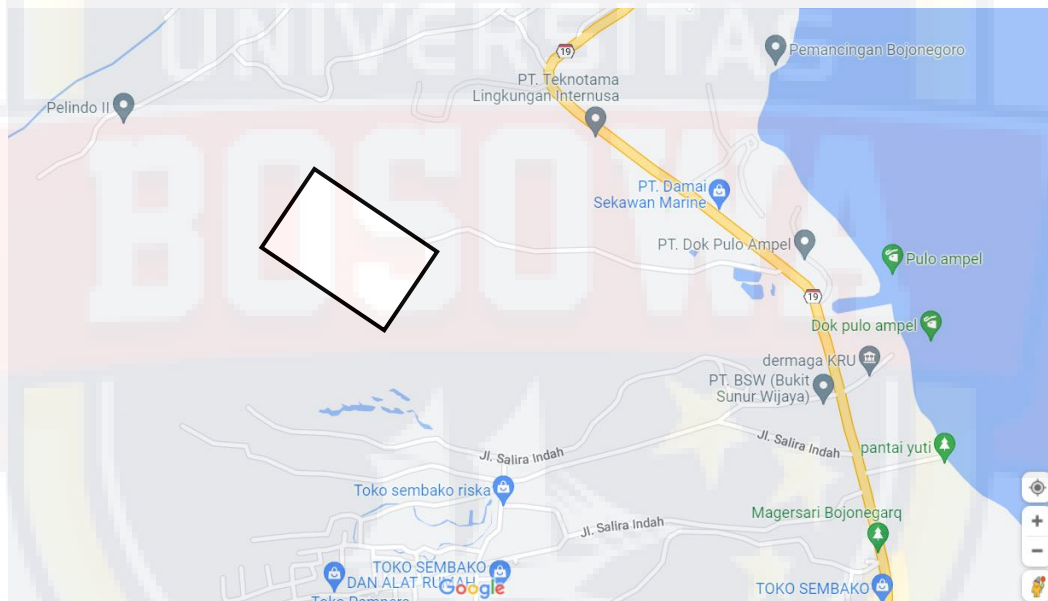
$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1,5 \times A \\ &= 1,5 \times 74.918,937731 \\ &= 112.378,406597 \text{ ton} \end{aligned}$$

Kebutuhan benzaldehida di Indonesia diperkirakan setiap tahun akan terus meningkat mengingat benzaldehida dibutuhkan karena kegunaannya. Dengan mempertimbangkan beberapa aspek diatas maka dipilih kapasitas pabrik 115.000 ton/tahun agar dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dan dapat memenuhi pasar luar negeri.

### 1.3 Pemilihan lokasi pabrik

Dalam perancangan suatu pabrik, penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor utama dalam menentukan keberhasilan suatu pabrik. Untuk menentukan lokasi pabrik, tidak hanya mempertimbangkan dari segi harga yang minimum saja, tetapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang perlu dipertimbangkan. Faktor produksi dan distribusi pabrik kedepannya sangat dipengaruhi oleh pemilihan lokasi pabrik, karena pabrik harus mengeluarkan biaya transportasi dan produksi seminimal mungkin untuk mendapatkan penghasilan semaksimal mungkin.

Setelah mempelajari dan mempertimbangkan faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi tersebut, maka pabrik Benzaldehida akan didirikan didaerah Margasari, Kec. Puloampel, Kab. Serang, Provinsi Banten.



Gambar 1.1 Lokasi Pabrik Benzaldehida

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik ini, yaitu:

#### 1.3.1 Pengadaan bahan baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan benzaldehida adalah toluena dan klorin. Bahan baku toluena diperoleh dari PT. Asahimas Chemical dan bahan baku klorin diperoleh dari PT. Styrimdo Mono Indonesia yang letaknya di Kawasan Industri Cilegon, sehingga kedekatan lokasi ini akan memudahkan transportasi bahan baku dan sekaligus mengurangi ongkos pengangkutan.

### **1.3.2 Pemasaran**

Untuk pemasaran produk, perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang membutuhkan Benzaldehida. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) kebutuhan benzaldehida di dalam negeri masih cukup rendah, oleh karena itu sebagian besar produk akan dipasarkan sebagai komoditi ekspor ke luar negeri.

### **1.3.3 Letak Pabrik**

Mendirikan pabrik Benzaldehida di daerah Margasari, Kec. Puloampel, Kab. Serang, Provinsi Banten sangat mendukung karena lokasi tersebut sudah ada beberapa pabrik yang beroperasi, selain pabrik yang beroperasi beberapa pabrik juga dalam proses pembangunan. Kebutuhan lain seperti air utilitas dapat diperoleh di Sungai Ci Kebel, Kec. Puloampel, Kab. Serang, Provinsi Banten, listrik, transportasi, dan bahan bakar juga tersedia dengan baik.

### **1.3.4 Kondisi Geografis dan Iklim**

Dilihat dari iklim, cuaca serta tanah daerah Margasari, Kec. Puloampel, Kab. Serang, Provinsi Banten dan sekitarnya cukup aman, karena bukan daerah bahaya seperti bahaya gempa bumi, gunung berapi maupun banjir. Kebijakan dari pemerintah setempat juga menjadi faktor yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Kondisi sosial juga mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik karena kondisi sosial masyarakat diharapkan dapat memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga lokasi pabrik yang dipilih adalah lokasi yang masyarakatnya dapat menerima keberadaan pabrik tersebut.

## **1.4 Tinjauan Pustaka**

### **14.1 Bahan baku**

Bahan baku merupakan bahan yang harus ada dalam suatu industri, karena bahan baku akan diproses menjadi suatu pabrik dan produk yang dihasilkan akan dijual kembali. Adapun bahan baku yang digunakan dalam pabrik ini adalah:

#### **1. Toluena**

Toluena, dikenal juga sebagai metilbenzena atau fenilmetana dengan rumus kimia  $C_6H_5CH_3$  merupakan cairan bening tak berwarna yang tak larut dalam air dengan aroma seperti pengencer cat dan berbau harum seperti benzena. Toluena adalah hidrokarbon aromatik yang digunakan secara luas dalam stok umpan

industri dan juga sebagai pelarut. Seperti pelarut-pelarut lainnya, toluena juga digunakan sebagai obat inhalan oleh karena sifatnya yang memabukkan.



Gambar 1. 2 Struktur Toluena  
(Sumber : El-Naas, dkk. 2014)

## 2. Klorin

Klorin adalah unsur kimia dengan simbol Cl dan nomor atom 17. Senyawa halogen ini mempunyai afinitas elektron tertinggi dan elektronegativitas tertinggi ketiga di belakang oksigen dan fluor. Unsur ini merupakan elemen sangat reaktif dan oksidator kuat.

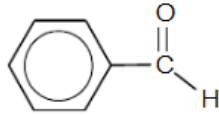
Klorin ada yang berbentuk gas dan ada yang berbentuk cair. Klorin cair memiliki warna kuning. Senyawa ini bersifat korosif dan menghasilkan aroma yang tidak sedap. Klorin cair harus disimpan di dalam tabung yang memiliki pengaman karena klorin cair dapat berubah menjadi klorin gas apabila dilepaskan ke atmosfer (Asharie, dkk. 2021)

Unsur klorin secara komersial diproduksi dari air garam dengan elektrolisis. Tingginya potensial oksidasi dari unsur klorin memicu pengembangan pemutih dan disinfektan komersial, serta reagen untuk banyak proses di industri kimia. Klorin digunakan dalam pembuatan berbagai macam produk konsumen, sekitar dua-pertiganya merupakan bahan kimia organik seperti polivinil klorida. Klorin juga digunakan sebagai intermediet dalam produksi plastik dan produk akhir lain yang tidak mengandung unsur ini.

### 1.4.2 Produk

Secara umum, produk ialah segala sesuatu yang dapat dihasilkan dari proses produksi berupa barang atau jasa yang nantinya bisa diperjualbelikan di pasar. Adapun produk yang dihasilkan yaitu Benzaldehida. Benzaldehida dengan rumus kimia C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHO adalah sebuah senyawa kimia yang terdiri dari cincin benzene dengan sebuah substituent aldehida.





Gambar 1. 3 Struktur Benzaldehida

(Sumber : Setiawan, 2014)

Benzaldehida juga merupakan aldehida aromatik yang paling sederhana. Benzaldehida digunakan sebagai zat pengawet serta bahan baku pembuatan parfum karena memiliki bau yang khas. Ia merupakan komponen utama pada ekstrak kacang almond, dan dapat diekstraksi dari beberapa sumber alami seperti aprikot, ceri, dan biji persik. Pada saat ini, benzaldehida pada umumnya dibuat dari toluena menggunakan berbagai macam proses yang berbeda.

### 1.4.3 Pemilihan Proses

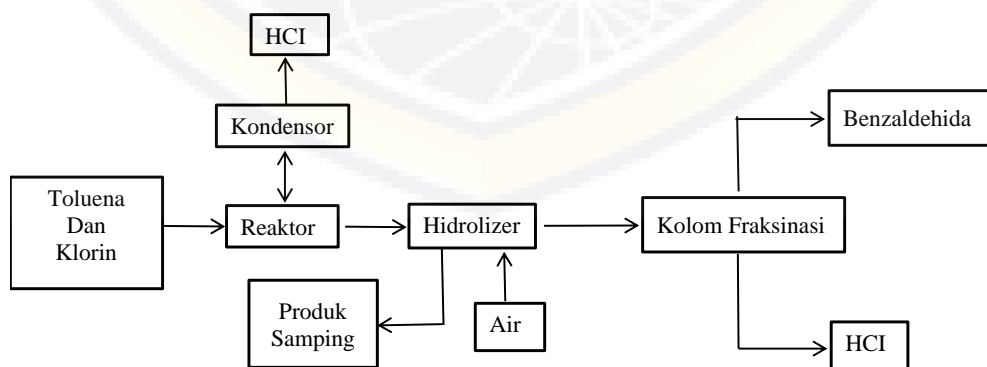
Secara garis besar, sistem proses utama dari sebuah pabrik kimia adalah sistem reaksi, sistem pemisahan, dan pemurnian. Proses perubahan bahan baku menjadi produk terjadi dalam sistem reaksi. Berikut berbagai proses pembuatan benzaldehida.

#### 1. Proses Klorinasi Toluena Fase Liquid

Bahan dasar yang digunakan dalam pembuatan benzaldehida dengan proses klorinasi, yaitu toluena dan klorin. Terlebih dahulu toluena diubah menjadi benzal klorida dengan mengalirkan klorin ke dalam toluena dengan suhu 110°C. Dalam proses ini terjadi reaksi sebagai berikut:

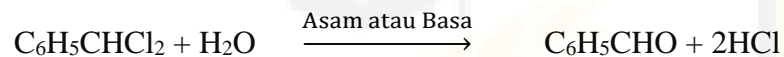


Adapun diagram alir pembuatan benzaldehida dengan proses klorinasi toluena sebagai berikut:



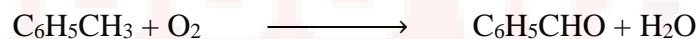
Gambar 1. 4 Diagram Alir Pembuatan Benzaldehida

Proses terjadi secara eksotermis dan selama proses klorinasi tersebut dihasilkan juga hidrogen klorida. Kemudian, benzal klorida yang dihasilkan dimasukkan ke dalam reaktor dengan ditambahkan air dan beberapa asam atau basa dan dihasilkan benzaldehida mentah. Adapun produk samping dari proses ini yaitu asam benzoat dan benzoil klorida. Selanjutnya, benzaldehida dipisahkan dan dimurnikan dengan proses distilasi menggunakan kolom fraksinasi untuk mendapatkan produk akhir berupa benzaldehida dengan kemurnian kurang lebih 98% dan reaksi yang terjadi sebagai berikut:



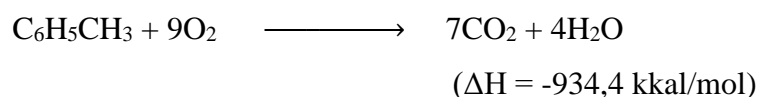
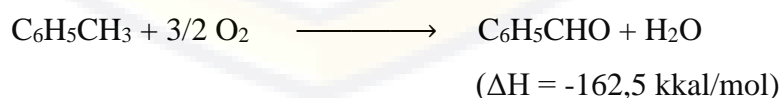
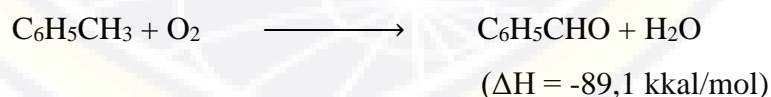
## 2. Proses Oksidasi Toluena Fase Liquid

Proses oksidasi toluena fase liquid menjadi benzaldehida dengan ini menggunakan katalis yang homogen. Pada proses *manganese dioxide* dalam asam sulfat dapat menghasilkan benzaldehida dengan kadar 14%. Jika katalis yang digunakan katalis *cobalt* dan proses yang dilakukan pada tekanan 3 atm maka benzaldehida yang diperoleh sebesar 40%. Untuk memperoleh benzaldehida murni dapat dilakukan dengan cara distilasi.



## 3. Proses Oksidasi Toluena Fase Uap

Katalis yang sering digunakan adalah *vanadium pentoxide* dengan *potassium sulfate* dan *uranium oxide* ditambah *molybdenum oxide* pada batu *pumice* dan *uranium oxide* ditambah *molybdenum oxide* ditambah *boron carbide*. Selama proses oksidasi akan terbentuk sejumlah kecil produk samping yaitu *maleic anhydride*, *benzoic acid*, *anthraquinone*, *carbon dioxide*, dan Air.



Dari ketiga proses pembuatan benzaldehida yang telah dijelaskan, adapun perbandingan dari ketiga proses tersebut dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel 1.2 Perbandingan Proses Pembuatan Benzaldehida

Parameter	Macam Proses		
	Proses Klorinasi	Proses Oksidasi Fae Liquid	Proses Oksidasi Fase Uap
Bahan baku	- Toluena - Klorin	- Toluena - Udara	- Toluena - Udara
Katalis	Natrium Hidroksida	<i>Vanadium pentoxide</i>	Proses <i>Manganese dioxide, Cobalt</i>
Kemurnian	98%	80%	98%
Kebutuhan Panas	Sedikit karena reaksi eksotermis	Kebutuhan panas besar	Kebutuhan panas besar
Hasil Samping	Sedikit	Banyak	Banyak

Dengan melihat dan membandingkan ketiga proses tersebut di atas maka dipilih proses klorinasi karena benzaldehida yang dihasilkan mempunyai kemurnian cukup tinggi yaitu sekitar 98% dan merupakan proses yang paling murah dibandingkan dua proses yang lain karena kebutuhan panas yang lebih kecil.

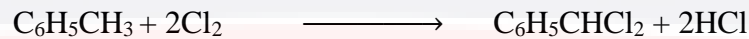
## BAB II. URAIAN PROSES

### 2.1 Tahapan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan benzaldehida adalah toluena dan klorin. Toluena dimasukkan dan disimpan didalam tangki penyimpanan toluena sedangkan klorin dimasukkan dan disimpan didalam tangki penyimpanan klorin. Kemudian siap dipompakan menggunakan pompa centrifugal menuju reaktor.

### 2.2 Tahap Klorinasi

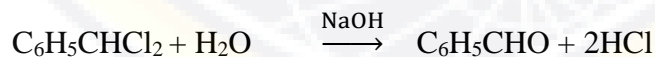
Bahan baku yang berupa toluena dan klorin dari tangki penyimpanan toluena dan tangki penyimpanan klorin dialirkan menggunakan pompa centrifugal ke dalam reaktor I, di dalam reaktor I ini terjadi reaksi antara toluena dan klorin menghasilkan benzal klorida dengan koversi reaksi 80%. Berdasarkan reaksi berikut:



Bahan yang dihasilkan dari reaktor I dialirkan menuju reaktor II menggunakan pompa centrifugal, sisa toluena dan klorin akan bereaksi dengan sempurna. Hasil samping yang berupa HCl akan dikompresikan menggunakan kompresor menuju tangki penampung HCl.

### 2.3 Tahap Hidrolisa

Tahap ini merupakan tahap pembuatan benzaldehida. Jadi, bahan dari reaktor II dialirkan menuju reaktor III dengan menggunakan pompa centrifugal. Benzal klorida yang terbentuk dari reaktor II ditambahkan air dan natrium hidroksida sebagai katalis sehingga terbentuk benzaldehida dengan hasil samping asam benzoat dan benzoil klorida, menurut persamaan reaksi :



Dari reaktor III, bahan dialirkan menuju intermediate tank untuk pemampungan dan pemisahan HCl, adapun HCl yang terbentuk akan dikompresikan menuju tangki penampung HCl dengan menggunakan kompresor.

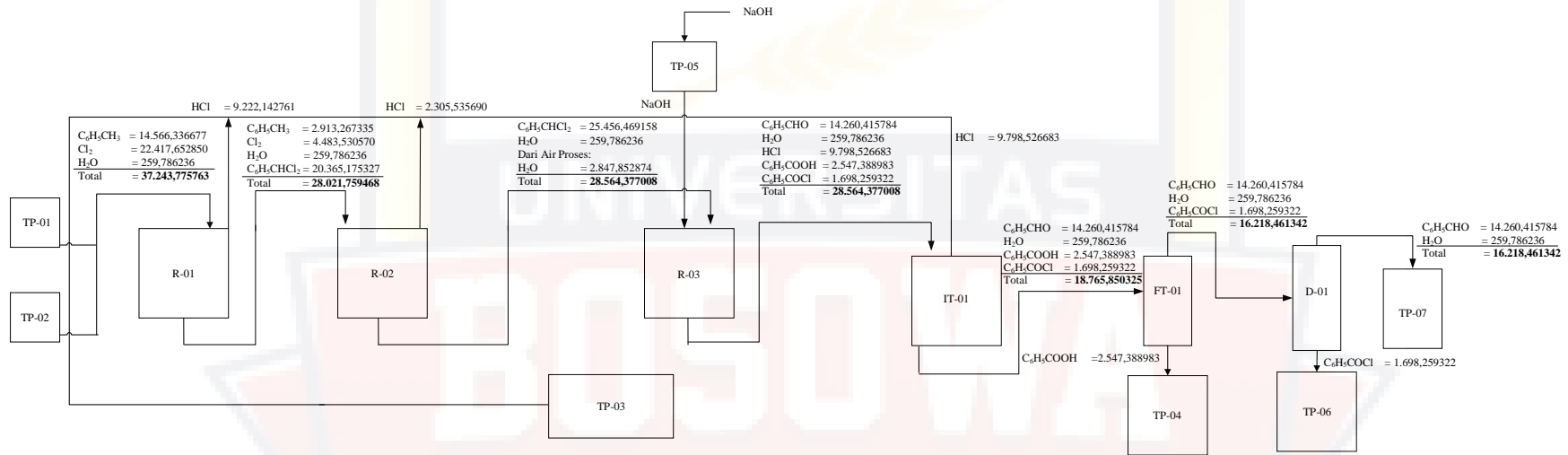
### 2.4 Tahap Destilasi

Sebelum menuju flash tank, produk yang terbentuk dari reaktor III dialirkan menuju heater dengan menggunakan pompa centrifugal untuk memisahkan

produk dengan asam benzoat berdasarkan perbedaan fasa karena adanya tekanan. Produk bawah yang terpisah berupa asam benzoat ditampung dalam tangki penampung sedangkan produk atas dikondensasikan dengan kondensor dan dimasukkan ke dalam kolom destilasi. Pada kolom destilasi, produk yang berupa benzaldehida dipisahkan dengan produk samping benzoil klorida berdasarkan perbedaan titik didih. Produk bawah berupa benzoil klorida ditampung dalam tangki penampung, sedangkan produk atas dikondensasikan dalam kondensor kemudian dimasukkan ke dalam tangki penampung produk.



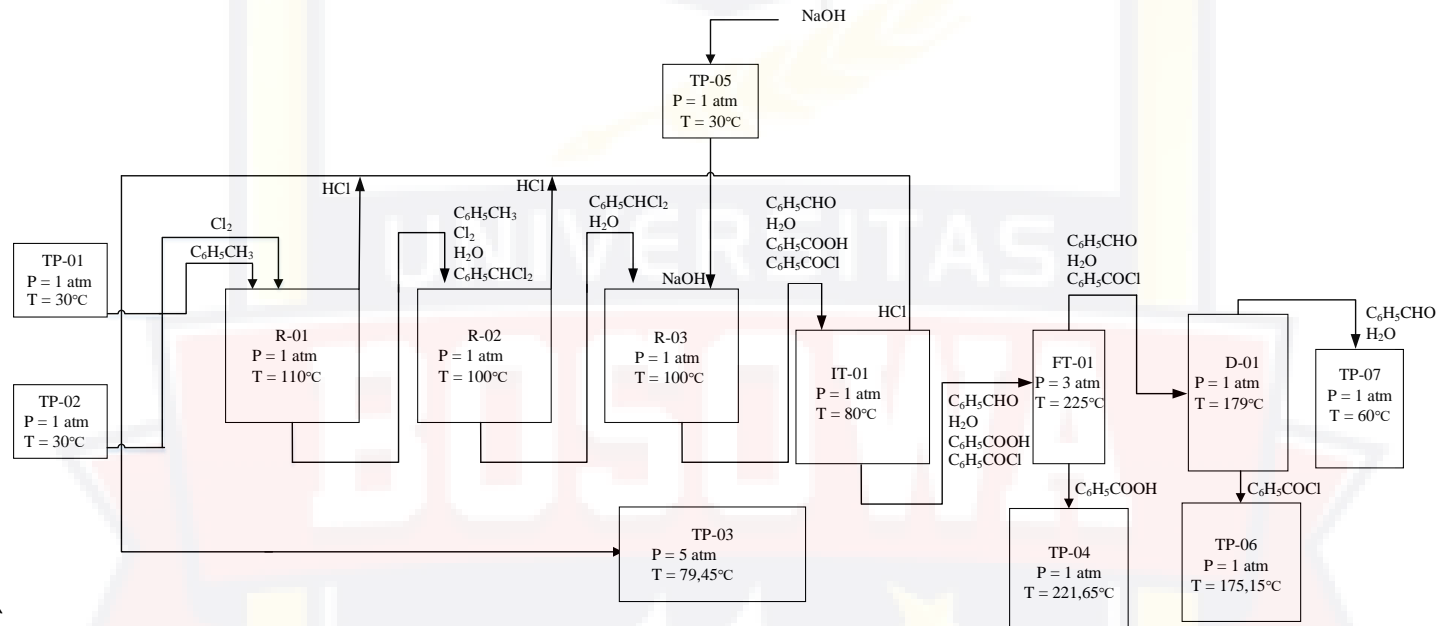
## 2.5 Diagram Kualitatif



Gambar 5.2 Diagram Kualitatif

Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
TP-01	Storage Toluena	FT-01	Flash Tank
TP-02	Storage Klorin	D-01	Destilasi
R-01	Reaktor I	TP-03	Tangki HCl
R-02	Reaktor II	TP-04	Tangki Penampung Asam Benzoat
R-03	Reaktor III	TP-05	Tangki Penampung NaOH
IT-01	Intermediate Tank	TP-06	Tangki Penampung Benzoill klorida

## 2.6 Diagram Kuantitatif



Gambar 5.2 Diagram Kualitatif

Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
TP-01	Storage Toluena	FT-01	Flash Tank
TP-02	Storage Klorin	D-01	Destilasi
R-01	Reaktor I	TP-03	Tangki HCl
R-02	Reaktor II	TP-04	Tangki Penampung Asam Benzoat
R-03	Reaktor III	TP-05	Tangki Penampung NaOH
IT-01	Intermediate Tank	TP-06	Tangki Penampung Benzoil klorid

## BAB III. SPESIFIKASI BAHAN

### 3.1 Spesifikasi Bahan Baku

#### 3.1.1 Toluena

Berat Molekul	= 92,13
Titik didih	= 111 °C
Titik beku	= -95°C
Titik api	= 4,5°C
Tekanan uap air	= 36,7 mmHg (30°C) dan 22 mmHg (20°C)
Densitas	= 0,8710 g/cc (20°C)
Specific gravity	= 0,866 (pada 20°C) dan 0,8623 (pada 25°C)
Temperatur kritis	= 318,64°C
Tekanan kritis	= 4,109 Mpa (40,55 atm)
Volume kritis	= 0,316 L/mol
Panas laten	= 86,1 cal/g
Panas pembakaran	= 3910,3 KJ/mol (T dan P konstan)
Panas penguapan (Hv)	= 37,99 KJ/mol (9,080 Kkal/mol) pada 25°C
Hv pada titik didih toluena	= 33,18 KJ/mol (7,931 Kkal/mol)
Panas pembentukan ( $\Delta H_f^\circ$ )	= 50 KJ/mol (Gas) = 12 KJ/mol (Liquid)
Entorpi ( $S^\circ$ )	= 319,7 KJ/K (76,42 Kkal/K)

#### 3.1.2 Klorin (Cl<sub>2</sub>)

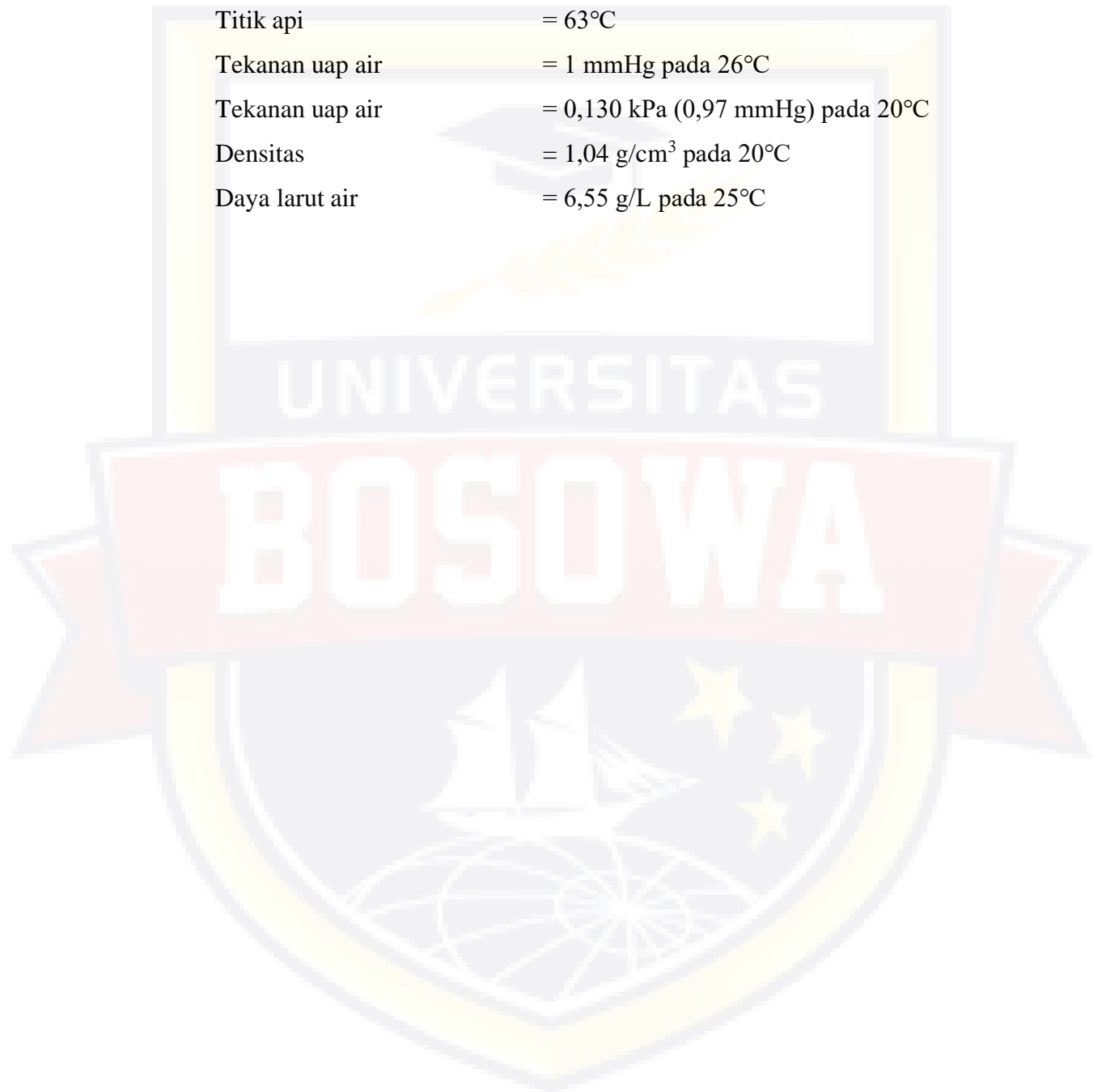
Berat atom	= 35,453
Temperatur kritis	= 144°C (291,2°F)
Tekanan kritis	= 1118,36 psia
Densitas kritis	= 573 g/L (35,77 lb/ft <sup>3</sup> )
Densitas pada 32°F	= 91,67 lb/ft <sup>3</sup>
Berat jenis pada 68°F	= 1,41 (air = 1)
Titik beku	= -100,98°C
Titik didih	= -34,6°C
Volume kritis	= 0,001745 L/g (0,02796 ft <sup>3</sup> /lb)
Panas laten	= 287,4 J/g (68,7 kal/g)

(Sumber : Meikel, 2012)



### 3.2 Spesifikasi Produk

Berat molekul	= 106,13
Titik didih	= 178,1°C
Titik beku	= -56°C
Titik api	= 63°C
Tekanan uap air	= 1 mmHg pada 26°C
Tekanan uap air	= 0,130 kPa (0,97 mmHg) pada 20°C
Densitas	= 1,04 g/cm <sup>3</sup> pada 20°C
Daya larut air	= 6,55 g/L pada 25°C



## BAB IV. NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 115.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun 24 jam/hari

Basis Operasi = 100 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= \frac{115.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 14.520,202020 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Suhu referensi = 25°C

$$\begin{aligned} \text{Faktor pengali} &= \frac{\text{kapasitas per jam}}{\text{massa yang keluar dari arus terakhir}} \\ &= \frac{14.520,202020 \text{ kg/jam}}{98,686446 \text{ kg/jam}} \\ &= 147,134714 \end{aligned}$$

Komposisi bahan baku :

- C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CH<sub>3</sub> = 99%
- Cl<sub>2</sub> = 99,5%

### 4.1 Neraca Massa Peralat

#### 1. REAKTOR I (R-01)

Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor I

Komponen	Masuk		Keluar	
	F1	F2	F3	F4
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	14.566,336677	-	2.913,267335	-
Cl <sub>2</sub>	-	22.417,652850	4.483,530570	-
H <sub>2</sub> O	147,134714	112,651522	259,786236	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	-	-	20.365,175327	-
HCl	-	-	-	9.222,142761
<b>TOTAL</b>	<b>14.713,471391</b>	<b>22.530,304372</b>	<b>28.021,759468</b>	<b>9.222,142761</b>
	<b>37.243,775763</b>		<b>37.243,775763</b>	

#### 2. REAKTOR II (R-02)

Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor II (R-02)

Komponen	Masuk	Keluar	
	F3	F5	F6
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	2.913,267335	-	-
Cl <sub>2</sub>	4.483,530570	-	-
H <sub>2</sub> O	259,786236	259,786236	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	20.365,175327	25.456,469158	-
HCl	-	-	2.305,535690
<b>TOTAL</b>	<b>28.021,759468</b>	<b>25.716,255394</b>	<b>2.305,535690</b>
		<b>28.021,759468</b>	

### 3. REAKTOR III (R-03)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor III (R-03)

Komponen	Masuk		Keluar
	F5	F7	F8
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-	-	14.260,415784
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	-	-	2.547,388983
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-	-	1.698,259322
H <sub>2</sub> O	259,786236	2.847,852874	259,786236
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	25.456,469158	-	-
HCl	-	-	9.798,526683
<b>TOTAL</b>	<b>25.716,255394</b>	<b>2.847,852874</b>	<b>28.564,377008</b>
	<b>28.564,377008</b>		

### 4. INTERMEDIATE TANK (IT-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa Intermediate Tank (IT-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	F8	F9	F10
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	14.260,415784	14.260,415784	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	2.547,388983	2.547,388983	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	1.698,259322	1.698,259322	-
H <sub>2</sub> O	259,786236	259,786236	-
HCl	9.798,526683	-	9.798,526683
<b>TOTAL</b>	<b>28.564,377008</b>	<b>18.765,850325</b>	<b>9.798,526683</b>
		<b>28.564,377008</b>	

### 5. FLASH TANK (FT-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Tank (FT-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	F9	F11	F12
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	14.260,415784	14.260,415784	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	2.547,388983	-	2.547,388983
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	1.698,259322	1.698,259322	-
H <sub>2</sub> O	259,786236	259,786236	-
<b>TOTAL</b>	<b>18.765,850325</b>	<b>16.218,461342</b>	<b>2.547,388983</b>
		<b>18.765,850325</b>	

### 6. DESTILASI (D-01)

Tabel 4. 6 Neraca Massa Destilasi (D-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	F11	F13	F14
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	14.260,415784	14.260,415784	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	1.698,259322	-	1.698,259322
H <sub>2</sub> O	259,786236	259,786236	-
<b>TOTAL</b>	<b>16.218,461342</b>	<b>14.520,202020</b>	<b>1.698,259322</b>
		<b>16.218,461342</b>	

#### 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Laju Alir (Kg/Jam)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	14.566,336677		2.913,267335					
Cl <sub>2</sub>		22.417,652850	4.483,530570					
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>			20.365,175327		25.456,469158			
HCl				9.222,142761		2.305,535690		9.798,526683
H <sub>2</sub> O	147,134714	112,651522	259,786236		259,786236		2.847,852874	259,786236
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO								14.260,415784
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH								2.547,388983
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl								1.698,259322
<b>JUMLAH</b>	<b>14.713,471391</b>	<b>22.530,304372</b>	<b>28.021,759468</b>	<b>9.222,142761</b>	<b>25.716,255394</b>	<b>2.305,535690</b>	<b>2.847,852874</b>	<b>28.564,377008</b>

No	Komponen	Laju Alir (kg/jam)					
		9	10	11	12	13	14
1	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>						
2	Cl <sub>2</sub>						
3	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>						
4	HCl		9.798,526683				
5	H <sub>2</sub> O	259,786236		259,786236		259,786236	
6	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	14.260,415784		14.260,415784		14.260,415784	
7	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	2.547,388983			2.547,388983		
8	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	1.698,259322		1.698,259322			1.698,259322
	<b>JUMLAH</b>	<b>18.765,850325</b>	<b>9.798,526683</b>	<b>16.218,461342</b>	<b>2.547,388983</b>	<b>14.520,202020</b>	<b>1.698,259322</b>

## BAB V. NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 115.000 ton/tahun

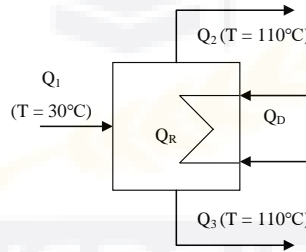
Waktu Operasi = 330 hari/tahun 24 jam/hari

Kapasitas Produksi = 14.520,202020 kg/jam

Satuan = kJ/jam

Suhu referensi = 25°C

### 1. REAKTOR I (R-01)

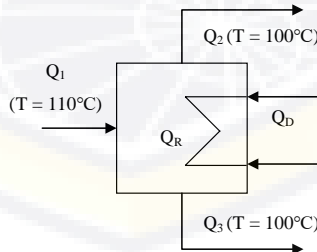


#### Neraca Panas Pada Reaktor I (R-01)

Tabel 5. 1 Neraca Panas Reaktor I (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	84.931,138843	325.963,068590
Cl <sub>2</sub>	53.395,928646	184.494,993875
H <sub>2</sub> O	2.424,062329	41.475,111450
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	-	1.562.290,542525
HCl	-	616.893,012744
Panas reaksi	123.095,568861	-
Dowtherm	2.474.304,767747	-
Panas yang hilang		7.165,821705
<b>Total</b>	<b>2.738.151,466426</b>	<b>2.738.151,466426</b>

### 2. REAKTOR II (R-02)

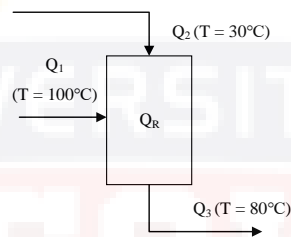


#### Neraca Panas Pada Reaktor II (R-02)

Tabel 5.2 Neraca Panas Reaktor II (R-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$C_6H_5CH_3$	325.963,068590	-
$Cl_2$	184.494,993875	-
$H_2O$	41.475,111450	3.582.847,234040
$C_6H_5CHCl_2$	1.562.290,542525	17.368,369888
HCl	-	136.077,441301
Panas reaksi	-37.561,312201	-
Panas yang diserap	-	-3.640.140,784102
Panas yang hilang	-	1.980.510,143113
<b>Total</b>	<b>2.076.662,404239</b>	<b>2.076.662,404239</b>

### 3. REAKTOR III (R-03)

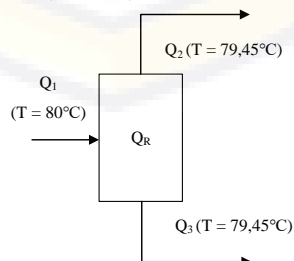


#### Neraca Panas Pada Reaktor III (R-03)

Tabel 5.3 Neraca Panas Reaktor III (R-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$C_6H_5CHCl_2$	17.368,369888	-
$H_2O$	3.582.847,234040	26.767,508729
$C_6H_5CHO$	-	915.158,578524
HCl	-	424.115,256826
$C_6H_5COOH$	-	132.985,875356
$C_6H_5COCl$	-	86.652,378093
Air proses	26.573,281877	-
Panas reaksi	-2.041.109,288276	-
<b>Total</b>	<b>1.585.679,597528</b>	<b>1.585.679,597528</b>

### 4. INTERMEDIATE TANK (IT-01)

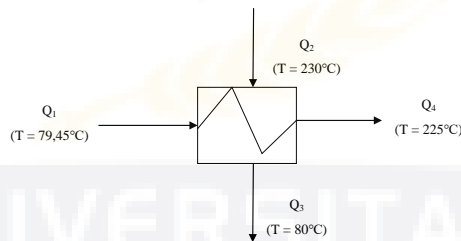


#### Neraca Panas Pada Intermediate Tank (IT-01)

Tabel 5.4 Neraca Panas Intermediate Tank (IT-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	26.767,508729	26.498,625343
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	915.158,578524	905.380,784427
HCl	424.115,256826	419.874,650557
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	132.985,875356	131.564,304007
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	86.652,378093	85.727,571189
Panas yang hilang	-	16.633,662005
<b>Total</b>	<b>1.585.679,597528</b>	<b>1.585.679,597528</b>

### 5. HEATER (H-01)

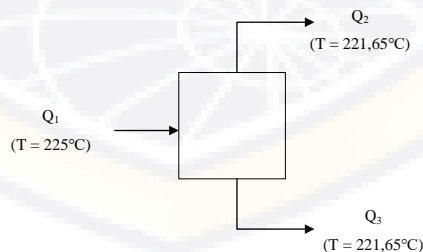


#### Neraca Panas Pada Heater (H-01)

Tabel 5.5 Neraca Panas Heater (H-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	26.498,625343	97.045,641420
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	905.380,784427	2.906.254,011029
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	131.564,304007	94.482,987792
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	85.727,571189	307.749,127199
Dowtherm	3.171.988,023361	604.090,613989
Panas yang hilang	-	311.536,926897
<b>Total</b>	<b>4.321.159,308327</b>	<b>4.321.159,308327</b>

### 6. FLASH TANK (FT-01)

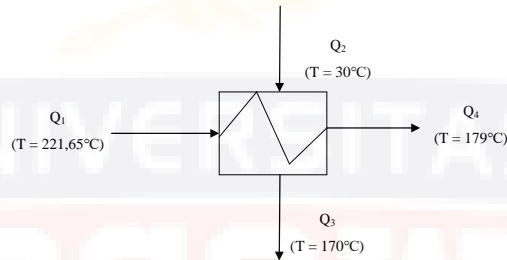


#### Neraca Panas Pada Flash Tank (FT-01)

Tabel 5.6 Neraca Panas Flash Tank (FT-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	98.814,377481	23.766,534722
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	2.959.222,863593	805.839,182023
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	96.205,017398	232.242,663268
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	313.358,106347	76.312,737378
Panas yang hilang	-	2.329.439,247428
<b>Total</b>	<b>3.467.600,364819</b>	<b>3.467.600,364819</b>

### 7. COOLER (C-01)

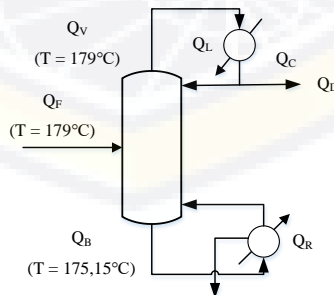


Neraca Panas Pada Cooler (C-01)

Tabel 5.7 Neraca Panas Cooler (C-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	791.414,997434	3.154.521,513918
H <sub>2</sub> O	23.341,123683	61.220,439399
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	74.946,771271	-150.817,276153
Air pendingin	-2.610,620443	-2.222.317,549837
Panas yang hilang	-	44.485,144619
<b>Total</b>	<b>887.092,271945</b>	<b>887.092,271945</b>

### 8. DESTILASI (D-01)



Neraca Panas Pada Destilasi (D-01)



Tabel 5. 8 Neraca Panas Destilasi (D-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	2.316.856,413487	1.888.262,045232
H <sub>2</sub> O	62.673,242276	52.176,765902
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	219.021,803399	263.004,330491
Panas sekitar reboiler	22.204.390,008760	-
Panas sekitar kondensor	-	22.599.498,326297
<b>Total</b>	<b>24.802.941,467923</b>	<b>24.802.941,467923</b>



## BAB VI. SPESIFIKASI ALAT

### 1. STORAGE LARUTAN TOLUENA (TP-01)

Tabel 6.1 Spesifikasi Alat Storage Larutan Toluena (TP-01)

Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan dan penyediaan larutan toluena $C_6H_5CH_3$
Type	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter dalam	214,599252 in
Diameter luar	215 in
Tebal silinder	0,200374 in
Tebal tutup atas	0,229017 in
Tinggi tutup atas	36,267274 in
Tinggi shell	158,268677 in
Tinggi storage	194,535950 in
Jumlah	1 Buah

### 2. STORAGE KLORIN (TP-02)

Tabel 6.2 Spesifikasi Alat Storage Klorin (TP-02)

Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan dan penyediaan larutan klorin ( $Cl_2$ )
Type	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter dalam	244,545662 in
Diameter luar	245 in
Tebal silinder	0,227169 in
Tebal tutup atas	0,235647 in
Tinggi tutup atas	41,328217 in
Tinggi shell	162,372076 in
Tinggi storage	203,700292 in
Jumlah	1 Buah

### 3. POMPA (PC-01)

Tabel 6. 3 Spesifikasi Alat Pompa (PC-01)

Fungsi	Untuk mempompa toluena menuju reaktor I (R-01)
Type	Centrifugal pump
Bahan	Carbon Steel
Diameter dalam	4,026 in

Diameter luar	4,50 in
Heating surface	0,570764 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	0,5 Hp
Kapasitas	115,451223 gpm
Jumlah	1 Buah

#### 4. POMPA (PC-02)

Tabel 6. 4 Spesifikasi Alat Pompa (PC-02)

Fungsi	Untuk mempompa klorin menuju reaktor I (R-01)
Type	Centrifugal pump
Bahan	Carbon Steel
Diameter dalam	4,026 in
Diameter luar	4,50 in
Heating surface	0,570764 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	1 Hp
Kapasitas	173,142760 gpm
Jumlah	1 buah

#### 5. REAKTOR I (R-01)

Tabel 6. 5 Spesifikasi Alat Reaktor I (R-01)

Fungsi	Untuk mereaksikan antara toluena (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub> ) dan klorin (Cl <sub>2</sub> ) sehingga terbentuk Benzal klorida (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub> ) dan Hidrogen klorida (HCl).
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
<b>Dimensi Reaktor</b>	
Diameter dalam	179,682644 in
Diameter luar	180 in
Tebal silinder	0,158678 in
Tinggi Silinder	166,809976 in
Tebal tutup atas	0,257270 in
Tinggi tutup atas	28,249081 in
Tebal tutup bawah	0,257270 in
Tinggi tutup bawah	28,249081 in
Tinggi reactor	223,308139 in
Jumlah	1 buah
<b>Dimensi Pengaduk</b>	
Jenis	Axial turbin 6 blades sudut 45°

Bahan impeller	High Alloy steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter impeller	59,894215 in
Tinggi impeller	53,904793 in
Panjang impeller	14,973554 in
Tebal blades	14,973554 in
Daya pengaduk	87 Hp
Diameter poros	4,529646 in
Panjang poros	156,127818 in
Jumlah pengaduk	1 buah

<b>Coil Pemanas</b>	
Bahan	High Alloy Steel 240 Grade M Type 316
Panjang	1.088,777953 ft
Jumlah lilitan	36 lilitan
Diameter	116,792801 in
Tinggi	161 in = 13,416667 ft

## 6. POMPA (PC-03)

Tabel 6. 6 Spesifikasi Alat Pompa (PC-03)

Fungsi	Untuk mempompa bahan menuju reaktor II (R-02)
Type	Centrifugal pump
Bahan	Carbon Steel
Diameter dalam	4,026 in
Diameter luar	4,50 in
Heating surface	0,570764 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	1,2 Hp
Kapasitas	215,337813 gpm
Jumlah	1 buah

## 7. REAKTOR II (R-02)

Tabel 6. 7 Spesifikasi Alat Reaktor II (R-02)

Fungsi	Untuk mereaksikan antara toluena (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub> ) dan klorin (Cl <sub>2</sub> ) dari Reaktor I (R-01).
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
<b>Dimensi Reaktor</b>	
Diameter dalam	143,703860 in
Diameter luar	144 in

Tebal silinder	0,148070 in
Tinggi Silinder	208,350305 in
Tebal tutup atas	0,215571 in
Tinggi tutup atas	23,790784 in
Tebal tutup bawah	0,215571 in
Tinggi tutup bawah	23,790784 in
Tinggi reaktor	255,931873 in
Jumlah	1 buah
<b>Dimensi Pengaduk</b>	
Jenis	Axial turbin 6 blades sudut 45°
Bahan impeller	High Alloy steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter impeller	47,901287 in
Tinggi impeller	43,111158 in
Panjang impeller	11,975322 in
Tebal blades	11,975322 in
Daya pengaduk	29 Hp
Diameter poros	2,936559 in
Panjang poros	201,005253 in
Jumlah pengaduk	1 buah

## 8. POMPA (PC-04)

Tabel 6. 8 Spesifikasi Alat Pompa (PC-04)

Fungsi	Untuk mempompa bahan menuju reaktor III (R-03)
Type	Centrifugal pump
Bahan	Carbon Steel
Diameter dalam	4,026 in
Diameter luar	4,50 in
Heating surface	0,088194 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	1,1 Hp
Kapasitas	197,620789 gpm
Jumlah	1 buah

## 9. REAKTOR III

Tabel 6. 9 Spesifikasi Alat Reaktor III (R-03)

Fungsi	Untuk mereaksikan antara toluena (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub> ) dan klorin (Cl <sub>2</sub> ) dari Reaktor I (R-01).
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
<b>Dimensi Reaktor</b>	

Diameter dalam	143,704097 in
Diameter luar	144 in
Tebal silinder	0,147952 in
Tinggi Silinder	202,782407 in
Tebal tutup atas	0,216564 in
Tinggi tutup atas	23,791853 in
Tebal tutup bawah	0,216564 in
Tinggi tutup bawah	23,791853 in
Tinggi reaktor	250,366114 in
Jumlah	1 buah
<b>Dimensi Pengaduk</b>	
Jenis	Axial turbin 6 blades sudut 45°
Bahan impeller	High Alloy steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter impeller	47,901366 in
Tinggi impeller	43,111229 in
Panjang impeller	11,975341 in
Tebal blades	11,975341 in
Daya pengaduk	30 Hp
Diameter poros	2,986760 in
Panjang poros	195,438373 in
Jumlah pengaduk	1 buah

## 10. POMPA (PC-05)

Tabel 6. 10 Spesifikasi Alat Pompa (PC-05)

Fungsi	Untuk mempompa bahan menuju Intermediate Tank (IT-01)
Type	Centrifugal pump
Bahan	Carbon Steel
Diameter dalam	4,026 in
Diameter luar	4,50 in
Heating surface	0,570764 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	1 Hp
Kapasitas	120,246541 gpm
Jumlah	1 buah

## 11. INTERMEDIATE TANK (IT-01)

Tabel 6. 11 Spesifikasi Alat Intermediate Tank (IT-01)

Fungsi	Untuk penampungan hasil reaksi dari reaktor III (R-03)
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

<b>Dimensi Intermediate Tank</b>	
Diameter dalam	125,722278 in
Diameter luar	126 in
Tebal silinder	0,138861 in
Tinggi Silinder	140,781658 in
Tebal tutup atas	0,209543 in
Tinggi tutup atas	20,306668 in
Tebal tutup bawah	0,209543 in
Tinggi tutup bawah	20,306668 in
Tinggi tangki	181,394994 in
Jumlah	1 buah
<b>Dimensi Pengaduk</b>	
Jenis	Axial turbin 6 blades sudut 45°
Bahan impeller	High Alloy steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter impeller	41,907426 in
Tinggi impeller	37,716684 in
Panjang impeller	10,476857 in
Tebal blades	10,476857 in
Daya pengaduk	26 Hp
Diameter poros	2,780522 in
Panjang poros	133,848499 in
Jumlah pengaduk	1 buah

## 12. KOMPRESOR (KP-01)

Tabel 6. 12 Spesifikasi Alat Kompresor (KP-01)

Fungsi	Untuk tekanan aliran dari 1 atm menjadi 5 atm menuju tangki penampung HCl (TP-05)
Type	Centrifugal compressor
Bahan	Cast iron
Tekanan masuk	1 atm
Tekanan keluar	5 atm
Daya kompresor	13 Hp
Jumlah	1 buah

## 13. TANGKI PENAMPUNG HCl (TP-03)

Tabel 6. 13 Spesifikasi Alat Tangki Penampung HCl (TP-03)

Fungsi	Untuk menampung HCl yang terbentuk dari reaksi pada reaktor
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead

Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter dalam	143,669012 in
Diameter luar	144 in
Tebal silinder	0,165494 in
Tinggi Silinder	200,283281 in
Tebal tutup atas	0,248874 in
Tinggi tutup atas	23,812840 in
Tebal tutup bawah	0,248874 in
Tinggi tutup bawah	23,812840 in
Tinggi tangki	247,908961 in
Jumlah	1 buah

#### 14. TANGKI NAOH (TP-05)

Tabel 6. 14 Spesifikasi Alat Tangki NaOH (TP-05)

Fungsi	Untuk mencampur penampung larutan NaOH
Type	Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk conis dengan sudut 60°
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
<b>Dimensi Tangki</b>	
Diameter dalam	35,838060 in
Diameter luar	36 in
Tebal silinder	0,080970 in
Tinggi Silinder	29,424605 in
Tebal tutup bawah	0,082010 in
Tinggi tutup bawah	31,036685 in
Tinggi tangki	60,461290 in
Jumlah	1 buah
<b>Dimensi Pengaduk</b>	
Jenis	Axial turbin 6 blades sudut 45°
Bahan impeller	High Alloy steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter impeller	11,946020 in
Tinggi impeller	10,751418 in
Lebar Impeller	2,030823 in
Panjang impeller	3,982007 in
Daya pengaduk	0,060180 Hp
Jumlah pengaduk	1 buah



## 15. POMPA (PC-06)

Tabel 6. 15 Spesifikasi Alat Pompa (PC-06)

Fungsi	Untuk memompa bahan menuju heater (H-01)
Type	Centrifugal pump
Bahan	Carbon Steel
Diameter dalam	3,500 in
Diameter luar	3,068 in
Heating surface	0,331181 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	1 Hp
Kapasitas	78,997998 gpm
Jumlah	1 buah

## 16. HEATER (H-01)

Tabel 6. 16 Spesifikasi Alat Heater (H-01)

Fungsi	Untuk memanaskan bahan sampai dengan suhu 150°
Type	Shell and tube
Bahan	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
Jumlah	1 buah
<b>Bagian Shell</b>	
IDS	10 in
B	5
n'	1
De	0,99
<b>Bagian Tube</b>	
OD	1 in BWG 8
ID	0,670 in
a'	0,355 in
a''	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
n	2
l	16 ft
Pitch	1 ¼ (square)

## 17. FLASH TANK (FT-01)

Tabel 6. 17 Spesifikasi Alat Flash Tank (FT-01)

Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan fase cair
Type	Silinder vertical dengan thorisperikal head
Bahan	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter (D)	59,120406 ft = 709,444868 in
Tinggi (h)	24,235944 ft

Tebal tangki	0,25 in
Tebal tutup	0,217499 in
Tutup conis dengan $\theta$	11,77°
Jumlah	1 buah

### 18. TANGKI PENAMPUNG ASAM BENZOAT (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COOH) (TP-04)

Tabel 6.18 Spesifikasi Alat Tangki Penampung Asam Benzoat (TP-04)

Fungsi	Untuk menampung larutan Asam Benzoat (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH) yang berasal dari flash tank (FT-01)
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter dalam	131,671057 in
Diameter luar	132 in
Tebal silinder	0,164472 in
Tinggi Silinder	189,329741 in
Tebal tutup atas	0,245164 in
Tinggi tutup atas	20,470846 in
Tebal tutup bawah	0,245164 in
Tinggi tutup bawah	20,470846 in
Tinggi tangki	230,271433 in
Jumlah	1 buah

### 19. COOLER (C-01)

Tabel 6. 19 Spesifikasi Alat Cooler (C-01)

Fungsi	Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas dari flash tank (FT-01)
Jenis	Shell and tube
Bahan	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
Jumlah	1 buah
Type	1-2
<b>Bagian Shell</b>	
IDS	17 ¼ in
B	7
n'	1
De	0,99
<b>Bagian Tube</b>	
OD	1 in BWG 8
ID	0,670 in
a'	0,355 in

a"	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
n	2
l	16 ft
Pitch	1 ¼ (square)

## 20. DESTILASI (D-01)

Tabel 6.20 Spesifikasi Alat Destilasi (D-01)

Fungsi	Untuk memisahkan benzaldehida dan benzoil klorida
Jenis	<i>Sieve Tray</i>
Bahan	Carbon Steel SA 135 Grade B
Jumlah	1 buah
<b>Silinder</b>	
Diameter dalam	41,702601 in
Diameter luar	42 in
Tinggi	36,25 ft = 435 in
Tebal	0,148700 in
<b>Tutup Atas dan Tutup Bawah</b>	
Crown radius	41,702601 in
Tinggi	7,098000 in
Tebal	0,213683 in
<b>Tray</b>	
Jumlah tray	27
Jarak antar tray	15 ft
Susunan pitch	Segitiga

## 21. KONDENSOR (K-01)

Tabel 6. 21 Spesifikasi Alat Kondensor (K-01)

Fungsi	Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas dari destilasi (D-01)
Jenis	Shell and tube
Bahan	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
Jumlah	1 buah
Type	3-6
<b>Bagian Shell</b>	
IDS	33 in
B	7
n'	3
De	0,99
<b>Bagian Tube</b>	

OD	1 in BWG 8
ID	0,670 in
a'	0,355 in
a"	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
n	6
L	16 ft
Pitch	1 ¼ (square)

## 22. REBOILER (RE-01)

Tabel 6. 22 Spesifikasi Alat Reboiler (RE-01)

Fungsi	Untuk menguapkan dan memanaskan hasil bawah dari destilasi (D-01)
Jenis	Shell and tube
Bahan	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
Jumlah	1 buah
Type	3-4
<b>Bagian Shell</b>	
IDS	23 ¼ in
B	7
n'	3
De	0,99
<b>Bagian Tube</b>	
OD	1 in BWG 8
ID	0,670 in
a'	0,355 in
a"	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
n	4
L	16 ft
Pitch	1 ¼ (square)

## 23. TANGKI PENAMPUNG BENZOIL KLORIDA (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COCl) (TP-06)

Tabel 6. 23 Tangki Penampung Benzoil Klorida (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COCl) (TP-06)

Fungsi	Untuk menampung larutan benzoil klorida (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl) dari kolom destilasi (D-01)
Type	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead
Bahan	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter dalam	131,697547 in
Diameter luar	132 in
Tebal silinder	0,151226 in

Tinggi Silinder	181,190507 in
Tebal tutup atas	0,223484 in
Tinggi tutup atas	20,470783 in
Tebal tutup bawah	0,223484 in
Tinggi tutup bawah	20,470783 in
Tinggi tangki	222,104311 in
Jumlah	1 buah

#### 24. TANGKI PENAMPUNG PRODUK (TP-07)

Tabel 6.24 Tangki Penampung Produk

Fungsi	Untuk menampung produk dari kolom destilasi (D-01)
Type	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished
Bahan	Stainnless steel SA 240 Grade M Type 316
Diameter dalam	167,629949 in
Diameter luar	168 in
Tebal silinder	0,185025 in
Tebal tutup atas	0,255951 in
Tinggi tutup atas	28,329461
Tinggi shell	147,933637 in
Tinggi tangki	176,263099 in
Jumlah	1 buah

## BAB VII UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu unit yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada prarancangan ini, yaitu :

- a. Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- b. Dowtherm sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- c. Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- d. Bahan bakar untuk mengoperasikan generator

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan larutan pemanas
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

### **7.1 Unit Penyediaan Air**

#### **7.1.1. Air Proses**

Air proses pada pra rancangan pabrik ini yaitu 2.847,852874 kg/jam, yang digunakan pada Reaktor III (R-03)

#### **7.1.2 Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

1. Syarat fisik
  - a. Berada di bawah suhu udara
  - b. Warnanya jernih
  - c. Tidak berasa
  - d. Tidak berbau
2. Syarat kimia
  - a. Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
  - b. Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

### 3. Syarat mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini adalah :

#### 1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 kg/hari.

#### 2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan.

#### 3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Jumlah kebutuhan air sanitasi pada pra rancangan pabrik ini yaitu: 951,600000 kg/jam.

### 7.1.3 Air Pendingin

Air berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Air pendingin pada pra rancangan pabrik ini yaitu :

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	R-02	Reaktor II	38.795,837207
2	C-01	Cooler	55,908466
3	K-01	Kondensor	108.829,416930
<b>JUMLAH</b>			<b>147.569,345672</b>

## 7.2 Unit Penyediaan Larutan Pemanas

Larutan Pemanas yang digunakan adalah dowtherm A, dimana kebutuhan dowtherm pada pabrik Benzaldehida ini sebesar 11.512,940588 kg/ jam. Dowtherm A merupakan cairan transfer panas campuran eutektik dari dua senyawa organik yang stabil, yaitu difenil ( $C_{12}H_{10}$ ) dan difenil oksida ( $C_{12}H_{10}O$ ) yang dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F (15 – 400) °C dan kisaran tekanan adalah 1 atm – 152,2 psig (10,6 bar). Sehingga dapat memberi panas lebih besar jika digunakan sebagai media pemanas. Karena pada reaktor membutuhkan panas yang besar, maka pemanas yang digunakan adalah dowtherm A. Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan . Fluida ini *noncorrosive* untuk logam biasa dan paduan.

## 7.3 Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini adalah yang meliputi :

Peralatan proses	= 142,6230 kW
Peralatan utilitas	= 271,3425 kW
Pabrikasi	= 413,9655 kW
Alat kontrol	= 82,7931 kW
Penerangan	= 103,491375 kW
Bengkel dan lain-lain	= 62,094825 kW
Total	= 1.076,31030 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator bertenaga diesel berkekuatan 1300 kW sebagai back up.



#### 7.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada generator. Bahan bakar yang digunakan adalah solar. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- a. Harganya relatif murah
- b. Mudah didapat
- c. Viscositasnya relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- d. Heating valuenya relatif tinggi
- e. Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan bakar didapat :

1. Flash point =  $38^{\circ}\text{C}$  ( $100^{\circ}\text{F}$ )
2. Pour point =  $-6^{\circ}\text{C}$  ( $21,2^{\circ}\text{F}$ )
3. Densitas =  $55 \text{ lb/ft}^3$
4. Heating value =  $132000 \text{ Btu/gallon}$

## **BAB VIII. LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PABRIK**

### **8.1 Layout Pabrik**

Lay out pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian – bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat perakitan, tempat penimbunan bahan baku maupun bahan produk, ditinjau dari segi timbunan satu dengan yang lain. Lay Out pabrik perlu disusun sebelum pembangunan infrastruktur pabrik seperti perpipaan, listrik dan peralatan proses untuk menciptakan kegiatan operasional yang baik, konstruksi yang ekonomis, distribusi dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang efektif, ruang gerak karyawan yang memadai sehingga kenyamanan dan keselamatan kerja alat maupun seluruh karyawan terpenuhi. Lay out pabrik ini dibagi menjadi 2 bagian besar, yaitu Tata ruang pabrik (plant layout) dan Tata letak peralatan proses (process layout).

#### **8.1.1 Tata ruang pabrik**

Tata letak pabrik merupakan suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material handling, sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Beberapa hal khusus yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata ruang pabrik (Plant Layout) Benzaldehida adalah :

1. Adanya ruangan yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
2. Bentuk dari kerangka bangunan, pondasi, dinding serta atap.
3. Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan steam, air, listrik, dan lain sebagainya.
4. Kemungkinan perluasan di masa datang.
5. Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti kebakaran, ledakan, timbulnya gas-gas dan lain sebagainya.
6. Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
7. Penegangan ruangan.

Adapun hal-hal lain yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik :

#### **a. Perluasan pabrik**

Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan di masa yang akan datang. Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan

tempat menjadi masalah besar di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri, sehingga perlu adanya penambahan peralatan.

b. Kualitas, kuantitas dan Letak Bangunan

Kualitas, kuantitas dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi, kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

c. Fasilitas Jalan

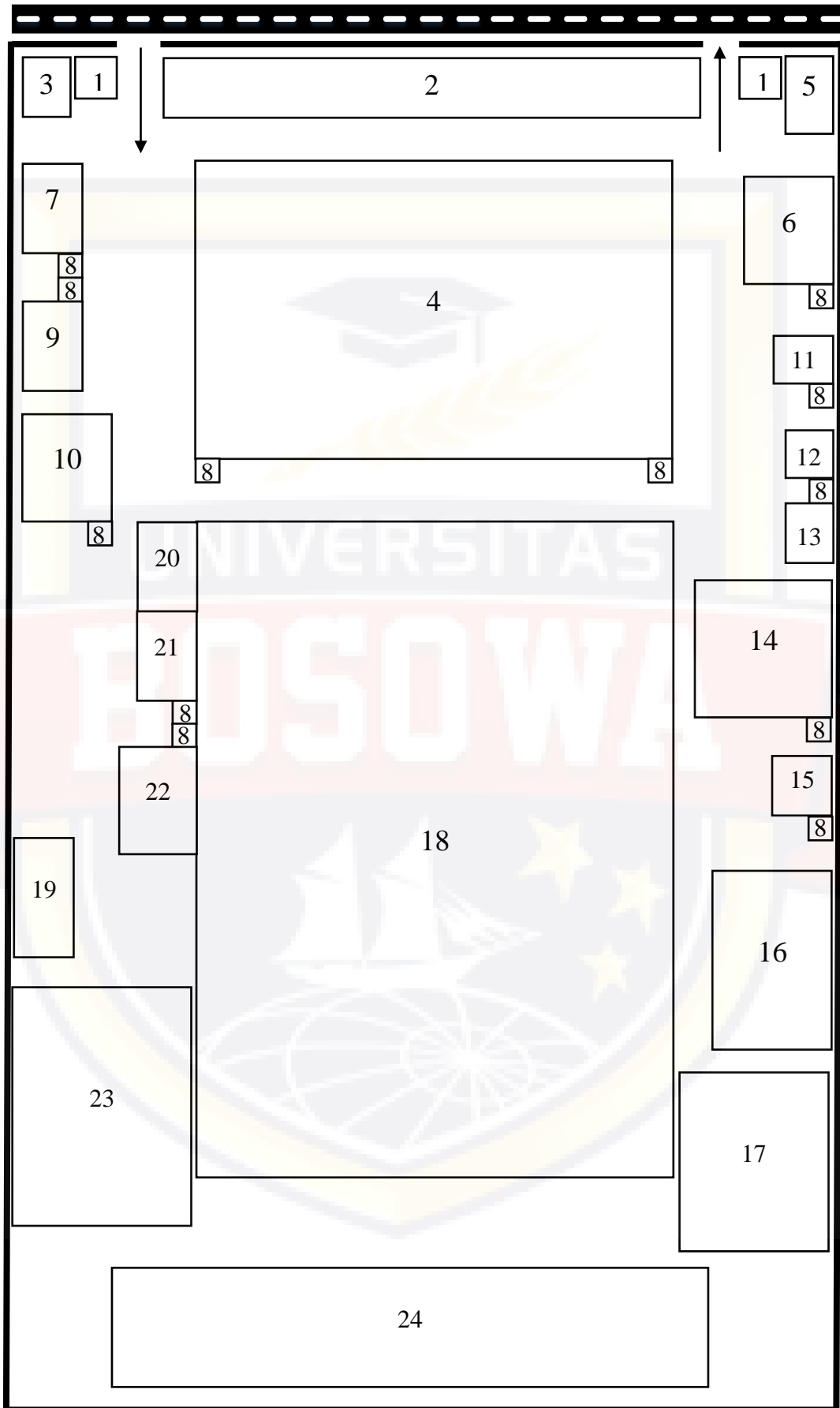
Jalan raya yang berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk dan bahan – bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.

d. Harga tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia. Jika perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

e. Keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Salah satu peralatan keamanan seperti hydrant, reservoir air, penahan ledakan dan asuransi pabrik. Peralatan keamanan tersebut juga harus dipertimbangkan factor pencegah, misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antara ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.



Keterangan Gambar :

- |                          |                            |
|--------------------------|----------------------------|
| 1. Pos keamanan          | 13. Koperasi               |
| 2. Taman                 | 14. Poliklinik             |
| 3. Parkir kendaraan tamu | 15. Pemadam kebakaran      |
| 4. Kantor pusat          | 16. Penyimpanan bahan baku |
| 5. Parkir karyawan       | 17. Gudang produk          |
| 6. Gedung serbaguna      | 18. Area Proses            |
| 7. Kantor LITBANG        | 19. Bengkel                |
| 8. Toilet                | 20. Kantor Dept. Produksi  |
| 9. Kantor SDM            | 21. Kantor Dept. Teknik    |
| 10. Laboratorium         | 22. Ruang kontrol          |
| 11. Musholla             | 23. Area Utilitas          |
| 12. Kantin               | 24. Area perluasan pabrik  |

No	Nama Bangunan	Jenis Bangunan	Jumlah	Luas Satuan (m <sup>2</sup> )	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Pos keamanan	Sederhana	2	49	98
2.	Taman	Sederhana	1	900	900
3.	Parkir kendaraan tamu	Biasa	1	80	80
4.	Kantor pusat	Mewah	1	4000	4000
5.	Parkir karyawan	Biasa	1	130	130
6.	Gedung serbaguna	Sederhana	1	270	270
7.	Kantor LITBANG	Sederhana	1	150	150
8.	Toilet	Biasa	12	16	192
9.	Kantor SDM	Sederhana	1	150	150
10.	Laboratorium	Sederhana	1	270	270
11.	Musholla	Sederhana	1	80	80
12.	Kantin	Biasa	1	64	64
13.	Koperasi	Sederhana	1	80	80
14.	Poliklinik	Mewah	1	529	529
15.	Pemadam kebakaran	Sederhana	1	100	100
16.	Penyimpanan bahan baku	Sederhana	1	600	600
17.	Gudang produk	Sederhana	1	750	750

18.	Area Proses	Sederhana	1	8800	8800
19.	Bengkel	Biasa	1	200	200
20.	Kantor Dept. Produksi	Sederhana	1	150	150
21.	Kantor Dept. Teknik	Sederhana	1	150	150
22.	Ruang control	Sederhana	1	234	234
23.	Area Utilitas	Sederhana	1	1200	1200
24.	Area perluasan pabrik	Sederhana	1	2000	2000

## 8.2 Layout Peralatan Proses

Dalam perencanaan process layout ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

### 1. Aliran bahan baku dan produk.

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Pemasangan elevasi perlu memperhatikan ketinggian. Biasanya pipa atau elevator dipasang pada ketinggian minimal 3 meter agar tidak mengganggu allu lintas karyawan.

### 2. Aliran udara.

Aliran udara di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan pekerja.

### 3. Pencahayaan.

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

### 4. Lalu lintas manusia.

Dalam perencanaan process layout perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan alat (trouble shooting) dapat segera teratasi.

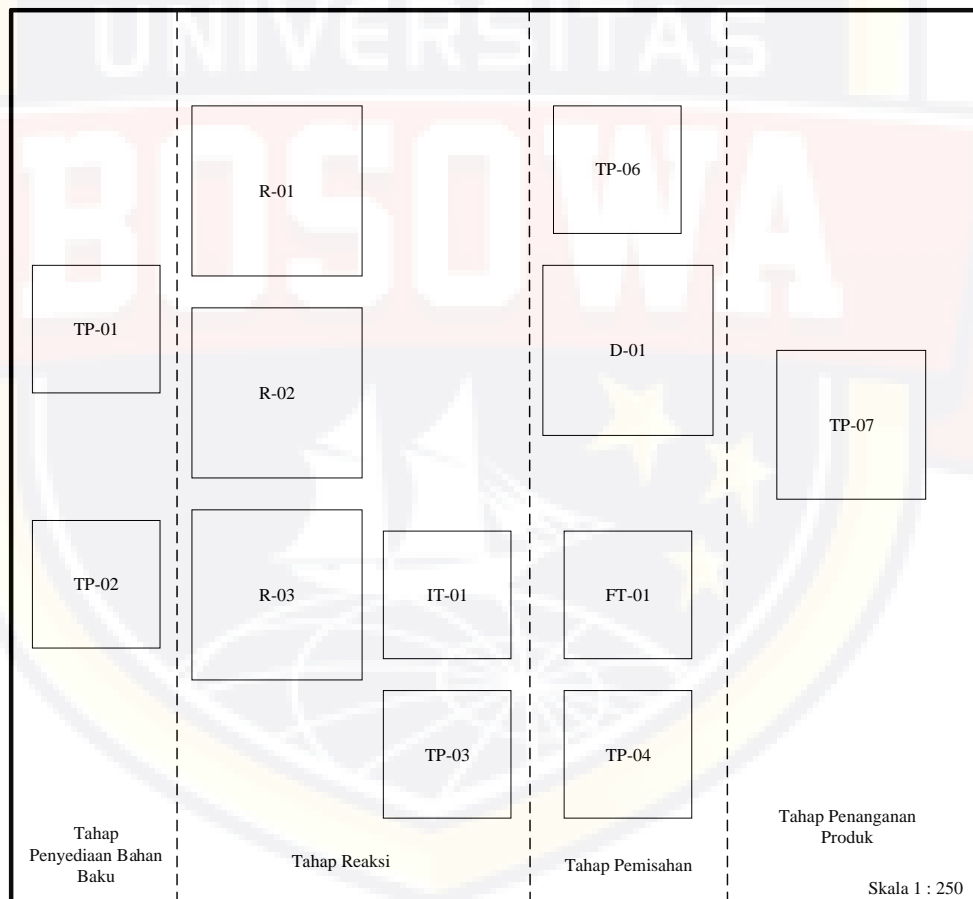
5. Efektif dan efisien.

Penempatan alat-alat proses diusahakan agar dapat menekan biaya operasi tapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

6. Jarak antar alat proses.

Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 8.2 berikut :



**Gambar 8.2 Layout Peralatan Proses**

Keterangan gambar :

1. Storage Toluena (TP-01)
2. Storage Klotin (TP-02)
3. Reaktor I (R-01)
4. Reaktor II (R-02)
5. Reaktor III (R-03)
6. Intermediate Tank (IT-01)
7. Tangki Penampung HCl (TP-03)
8. Tangki Penampung Benzoil klorida (TP-06)
9. Destilasi (D-01)
10. Flash Tank (FT-01)
11. Tangki Penampung Asam Benzoat (TP-04)
12. Tangki Penampung Produk (TP-07)



**BOSOWA**



## **BAB IX. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

Kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik. Struktur organisasi dapat memberikan wewenang dan mengatur system pada setiap perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya.

### **9.1 Dasar Perusahaan**

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi pabrik : Serang, Provinsi Banten

Kapasitas produksi : 115.000 ton/tahun

### **9.2 Bentuk Perusahaan**

Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Perusahaan-perusahaan skala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Pabrik Benzaldehida ini direncanakan berstatus perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), dasar pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini yaitu :

1. Kedudukan antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham terpisah satu sama lain.
2. Mudah mendapatkan modal, selain modal dari bank, modal dapat juga diperoleh dari penjualan saham
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi, maupun karyawan.
4. Terbatasnya tanggungjawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian besar jumlah yang ditanamkan pada perusahaan yang bersangkutan.
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya, jadi tiap orang mempunyai tugas yang jelas. Sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

### 9.3 Struktur Organisasi

Secara umum tujuan suatu perusahaan adalah untuk mendapatkan keuntungan dan bisa mensejahterahkan masyarakat. Untuk mencapai hasil yang maksimal maka harus memiliki sebuah struktur organisasi dan manajemen yang tepat. Struktur organisasi dan manajemen dibuat untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan suatu bagian dalam menjalankan tugas sehingga akan mempermudah untuk mencapai tujuan dari perusahaan yang telah ditetapkan. Pada pabrik Benzaldehida ini direncanakan menggunakan struktur organisasi system garis dan staff. Dasar pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini yaitu:

1. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang Direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris adalah wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.
2. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atau aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
3. Sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara massal.
4. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
5. Bisa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus.

Selain alasan tersebut, ada juga beberapa hal yang dapat mendukung system organisasi staf dan garis, yaitu:

1. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staff ahli.
2. Sistem penempatan "The Right Man in the Right Place" lebih mudah dilaksanakan.
3. Disiplin dan moral karyawan biasanya tinggi karena tugas yang dilaksanakan oleh seseorang sesuai dengan bakat, keahlian dan pengalamannya.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini, yaitu menggunakan

system organisasi garis dan staf. Mengingat pabrik ini merupakan perusahaan besar yang mempunyai ruang lingkup serta karyawan yang banyak sehingga membutuhkan staf ahli sebagai pemberi saran dalam bidangnya kepada pemimpin perusahaan.

#### **9.4 Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi**

##### **1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang biasanya dilakukan sekali dalam setahun atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan. Tugas dan wewenang pemegang saham yaitu :

- a. Memilih dan menghentikan komisaris
- b. Meminta pertanggungjawaban kepada komisaris
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

##### **2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris terdiri dari para pemegang saham perusahaan yaitu pihak-pihak yang menanamkan modalnya dengan cara membeli saham perusahaan. Adapun tugas dan wewenang dari dewan komisaris, yaitu :

- a. Bertanggung jawab terhadap pabrik secara umum dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada para pemegang saham dalam RUPS.
- b. Menerima pertanggungjawaban dari para manager pabrik.

##### **3. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab dalam hal maju mundurnya perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Adapun tugas dan wewenang direktur utama yaitu:

- a. Menetapkan strategis perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksi cara-cara pelaksanaannya kepada manager.

- b. Mempertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- c. Menetapkan system organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.

4. Penelitian dan Pengembangan (R&D)

Divisi LITBANG bersifat independent. Divisi ini bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Divisi LITBANG bertugas mengembangkan secara kreatif dan inovatif segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi sehingga mampu bersaing dengan produk kompetitor.

5. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur Produksi dan Teknik diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama. Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran produksi, perencanaan produksi, perencanaan bahan baku, dan perangkat produksi.

6. Direktur Administrasi dan Keuangan

Direktur Administrasi dan Keuangan memiliki ruang lingkup kerja yang lebih luas dari Manager Produksi dan Teknik. Direktur administrasi dan keuangan bertanggung jawab atas segala kegiatan kerja diluar produksi. Semua manajemen perusahaan diatur dan dijalankan oleh bagian administrasi, termasuk strategi pemasaran, pengaturan keuangan perusahaan, hubungan masyarakat, dan mengatur masalah ketenagakerjaan.

7. Departemen Quality Control (Pengendalian Mutu)

Departemen QC bertugas untuk mengawasi mutu bahan baku yang diterima dan produk yang dihasilkan. Selama mengawasi mutu produk, tidak hanya produk jadi saja yang dianalisa tetapi pada setiap tahapan proses. Departemen QC terbagi menjadi 2 divisi, yaitu:

a. Divisi Jaminan Mutu

Divisi Jaminan Mutu bertanggung jawab kepada Departemen QC yang bertugas untuk melakukan analisa, pengujian, dan pengawasan terhadap

bahan mentah yang dipasok dan produk yang sudah jadi agar sesuai standar yang telah ditentukan.

b. Divisi Pengendalian Proses

Divisi Pengendalian Proses bertanggung jawab kepada Departemen QC untuk mengendalikan kualitas bahan selama proses produksi yang sedang berlangsung, yaitu mengatur komponen bahan baku (raw mix design) sehingga didapat produk dengan kualitas yang diinginkan.

8. Departemen Produksi

Kepala Departemen Produksi bertanggung jawab atas jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi. Departemen Produksi terbagi atas dua divisi, yaitu:

a. Divisi Produksi

Divisi Produksi bertanggung jawab atas jalannya Departemen Produksi atas kelancaran proses. Divisi ini juga mengatur pembagian shift dan kelompok kerja sesuai keahliannya pada masing-masing tahapan proses dan mengendalikan kondisi operasi sesuai prosedurnya.

b. Divisi Bahan Baku

Divisi Bahan Baku bertanggung jawab kepada kepala Departemen Produksi atas ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan sesuai banyaknya produksi yang diinginkan sehingga tidak terjadi kekurangan atau kelebihan dan mengatur aliran distribusi bahan baku dari storage ke dalam proses.

9. Departemen Teknik

Kepala Departemen Teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka Departemen Teknik langsung mengatasi masalahnya. Departemen Teknik dibagi menjadi dua divisi, yaitu:

a. Divisi Utilitas

Bertanggung jawab kepada kepala Departemen Teknik mengenai kelancaran alat-alat utilitas.

b. Divis Maintenance

Bertugas memperbaiki alat-alat atau instrument yang rusak baik alat produksi maupun peralatan utilitas. Divisi ini juga diharapkan menciptakan alat-alat yang inovatif untuk menunjang kelancaran produksi.

10. Departemen Pemasaran

Kepala Departemen Pemasaran bertanggung jawab dalam mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan research marketing agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisa strategi pemasaran perusahaan maupun competitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen. Departemen Pemasaran dibagi menjadi dua divisi, yaitu:

a. Divisi pembelian

Mengadakan pembelian dan persediaan dari semua peralatan beserta spare part dan semua bahan – bahan untuk keperluan produksi dengan memperhatikan mutu, harga, dan jumlah yang tepat.

b. Divisi Penjualan

Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari Gudang.

c. Divisi Promosi dan Periklanan

Melakukan promosi ke berbagai sumber tentang kelebihan produk perusahaan minimal masyarakat konsumen mengetahui produk yang diproduksi perusahaan.

d. Divisi Research Marketing

Melakukan Analisa pasar untuk memenangkan persaingan dengan kompetitor dan selalu membuat strategi pemasaran setiap saat sesuai perkembangan di lapangan.

11. Departemen Keuangan dan Akuntansi

Kepala Departemen Keuangan dan Akuntansi bertanggung jawab mengatur neraca perusahaan dengan melakukan pembukaan pemasukan dan pengeluaran untuk kebutuhan perusahaan. Kepala Departemen Keuangan dan Akuntansi terdiri dari dua divisi, yaitu divisi pembukuan dan divisi keuangan.

## 12. Departemen Umum

Kepala Departemen Umum bertugas untuk merencanakan dan mengelola hal-hal yang bersifat umum. Departemen Umum terdiri dari empat divisi, yaitu:

### a. Divisi Humas

Bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan didalam perusahaan, antar instansi, masyarakat setempat dan pihak pemerintah agar kelangsungan dan kelancaran perusahaan dapat berjalan dengan baik.

### b. Divisi Personalia

Menyaring dan menyeleksi calon pekerja baru serta mendistribusikan pekerja sesuai dengan keahlian dan kemampuan yang dimilikinya.

### c. Divisi Administrasi

Bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan dan pendistribusian gaji.

### d. Divisi Keamanan dan Keselamatan

Menjaga keamanan perusahaan meliputi pengontrolan setiap kendaraan yang masuk perusahaan dan juga menjaga keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja diseluruh area pabrik.

### e. Divisi Kebersihan

Menjaga kenyamanan, keindahan perusahaan. Mulai dari keindahan taman, kebersihan toilet, Gudang dan produksi.

### f. Divisi Transportasi

Mengatur penggunaan transportasi, mulai dari penyediaan bahan baku sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan.

## 13. Departemen Sumber Daya Manusia (SDM)

Kepala Departemen SDM bertugas merencanakan, mengelola, dan mendayagunaakn SDM. Selain itu, Departemen SDM mengatur masalah jenjang karir dan masalah penempatan karyawan antar departemen atau divisi. Departemen SDM terbagi atas dua divisi, yaitu :

### a. Divisi Kesehatan

Bertugas memperhatikan Kesehatan karyawan. Apabila poliklinik yang tersedia tidak dapat mengatasi masalah Kesehatan karyawan maka dapat

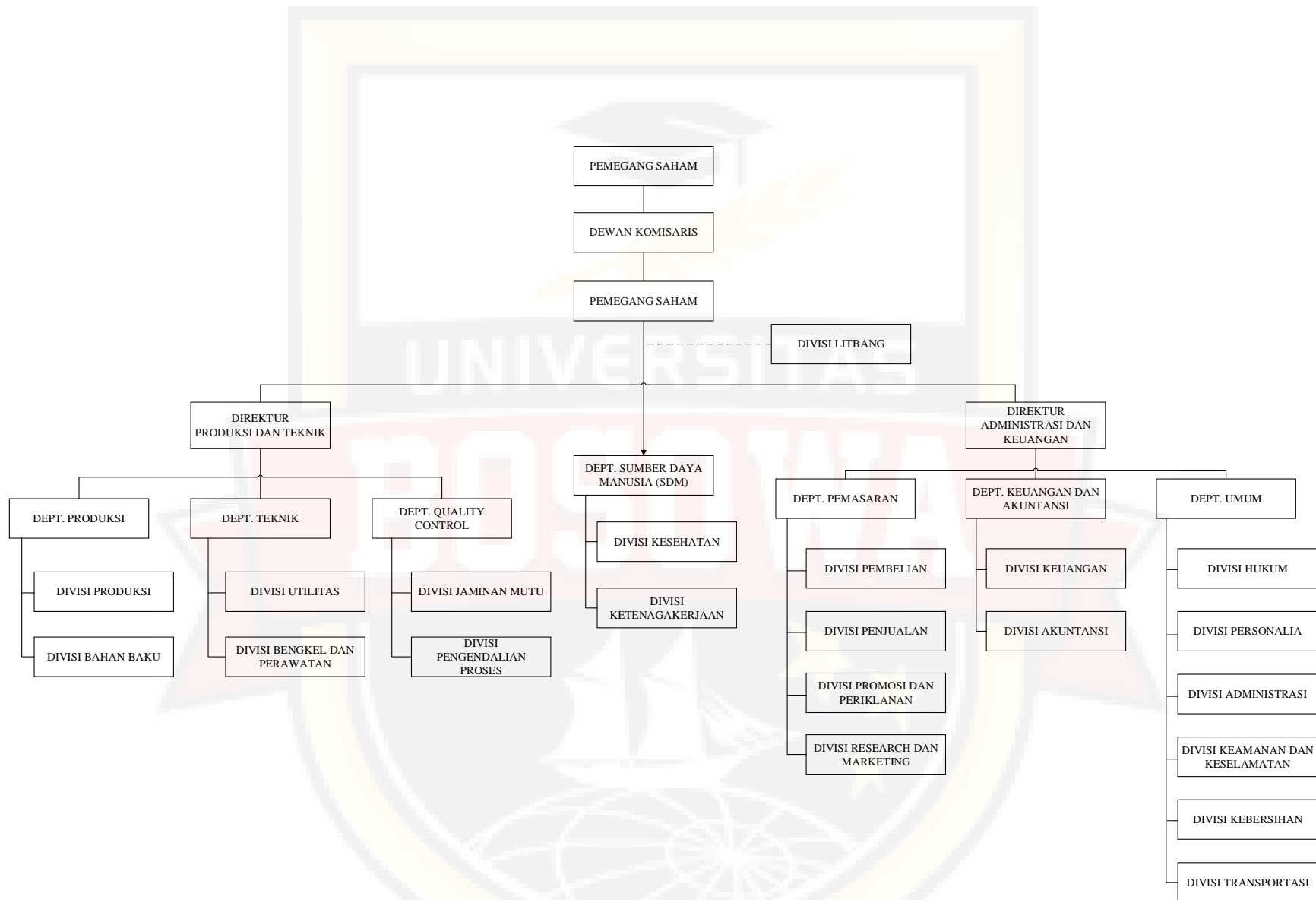
diintensifkan di rumah sakit langganan perusahaan sesuai kebutuhan pengobatan.

b. Divisi ketenagakerjaan

Mengatur kesejahteraan karyawan seperti pemberian fasilitas atau bonus untuk karyawan yang berprestasi.







Gambar 9.1 Struktur Organisasi Pabrik Benzaldehida

## 9.5 Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan yaitu :

### 1. Tunjangan

- a. Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

### 2. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

### 3. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara Cuma-cuma
- b. Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

### 4. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

## 5. Cuti

- a. Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya
- b. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- c. Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita
- d. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

## 9.6 Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah shut down.

### 1. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur (UU Nomor 11 Tahun 2020 tentang Cipta Kerja). Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

### 2. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

- Shift I : 07.00 – 15.00
- Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 9.1.

**Tabel 9. 1 Jadwal Kerja Karyawan Pabrik**

Regu	Minggu			
	Pertama	Kedua	Ketiga	Keempat
I	Pagi	siang	Malam	-
II	Siang	Malam	-	Pagi
III	Malam	-	Pagi	Siang
IV	-	Pagi	siang	Malam

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

### **9.7 Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan**

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi yaitu :

1. Direktur Utama : Strata 2 Teknik Kimia atau min. Strata 3
2. Direktur
  - a. Produksi : Strata 2 Teknik Kimia.
  - b. Administrasi dan keuangan : Strata 2 Ilmu Administrasi (FIA).
3. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA)
4. Kepala Departemen
  - a. Departemen QC : Sarjana Teknik Kimia
  - b. Departemen produksi : Sarjana Teknik Kimia
  - c. Departemen teknik : Sarjana Teknik Mesin
  - d. Departemen pemasaran : Sarjana Ekonomi
  - e. Departemen keuangan dan Akuntansi : Sarjana Ekonomi
  - f. Departemen Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri
  - g. Departemen Umum : Sarjana Teknik Industri

5. Kepala divisi

- a. Divisi produksi : Sarjana Teknik Kimia
- b. Divisi bahan baku : Sarjana Teknik Kimia
- c. Divisi utilitas : Sarjana Teknik Mesin
- d. Divisi bengkel & perawatan : Sarjana Teknik Mesin
- e. Divisi Jaminan Mutu : Sarjana Kimia (MIPA)
- f. Divisi Pengendalian Proses : Sarjana Teknik Kimia
- g. Divisi Kesehatan : Sarjana Kedokteran
- h. Divisi Ketenagakerjaan : Sarjana Teknik Industri
- i. Divisi Pembelian : Sarjana Ekonomi
- j. Divisi Penjualan : Sarjana Ekonomi
- k. Divisi Promosi Periklanan : Diploma Public Relation & Promotion
- l. Divisi research marketing : Sarjana Ekonomi
- m. Divisi Keuangan : Sarjana Ekonomi
- n. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi
- o. Divisi Humas : Diploma Public Relation & Promotion
- p. Divisi Personalia : Sarjana Hukum dan Psikologi
- q. Divisi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
- r. Divisi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
- s. Divisi Kebersihan : Diploma / SMU / SMK
- t. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin

6. Karyawan : Diploma / SMU / SMK.

Tabel 9. 2 Estimasi Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris	4	25.000.000	100.000.000
2	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
3	Direktur Produksi	1	20.000.000	20.000.000
4	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
5	Sekretaris	1	4.000.000	4.000.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	5.000.000	5.000.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	4	5.000.000	20.000.000
8	Kepala Dept. Quality Control	1	5.000.000	5.000.000
9	Karyawan Dept. Quality Control	10	3.000.000	30.000.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	5.000.000	5.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000
13	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000

14	Kepala Dept. SDM	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	5.000.000	5.000.000
17	Karyawan Divisi Produksi	30	3.000.000	90.000.000
18	Kepala Divisi Bahan baku	1	5.000.000	5.000.000
19	Karyawan Divisi Bahan Baku	7	3.000.000	21.000.000
20	Kepala Divisi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
21	Karyawan Divisi Utilitas	10	3.000.000	30.000.000
22	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	5.000.000	5.000.000
23	Karyawan Divisi Bengkel & Perawatan	10	3.000.000	30.000.000
24	Kepala Divisi Jaminan Mutu	1	5.000.000	5.000.000
25	Karyawan Divisi Jaminan Mutu	10	3.000.000	30.000.000
26	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	5.000.000	5.000.000
27	Karyawan Pengendalian Proses	5	3.000.000	15.000.000
28	Kepala Divisi Kesehatan	1	5.000.000	5.000.000
29	Karyawan Kesehatan	3	3.000.000	9.000.000
30	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	5.000.000	5.000.000
31	Karyawan Ketenagakerjaan	3	3.000.000	9.000.000
32	Kepala Divisi Pembelian	1	5.000.000	5.000.000
32	Karyawan Divisi Pembelian	3	3.000.000	9.000.000
34	Kepala Divisi Penjualan	1	5.000.000	5.000.000
35	Karyawan Divisi Penjualan	3	3.000.000	9.000.000
36	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	5.000.000	5.000.000
37	Karyawan Divisi Periklanan	3	2.500.000	7.500.000
38	Kepala Divisi Research Marketing	1	5.000.000	5.000.000
39	Karyawan Research Marketing	3	2.500.000	7.500.000
40	Kepala Divisi Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
41	Karyawan Divisi Keuangan	3	2.500.000	7.500.000
42	Kepala Divisi Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000
43	Karyawan Divisi Akuntansi	3	2.500.000	7.500.000
44	Kepala Divisi Humas	1	4.500.000	4.500.000
45	Karyawan Divisi Humas	3	2.500.000	7.500.000
46	Kepala Divisi Personalia	1	4.500.000	4.500.000
47	Karyawan Divisi Personalia	3	2.500.000	7.500.000
48	Kepala Divisi Administrasi	1	5.000.000	5.000.000
49	Karyawan Divisi Administrasi	4	3.000.000	12.000.000
50	Kepala Divisi Transportasi	1	5.000.000	5.000.000
51	Karyawan Divisi Transportasi	10	2.500.000	25.000.000
52	Kepala Divisi Keamanan dan Keselamatan	1	5.000.000	5.000.000
53	Karyawan Keamanan dan Keselamatan	10	3.000.000	30.000.000
54	Kepala Divisi Kebersihan	1	5.000.000	5.000.000
55	Staff Kebersihan	10	2.500.000	25.000.000
<b>Total</b>		<b>186</b>	<b>292.000.000</b>	<b>742.000.000</b>

## BAB X. ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancangakan menguntungkan atau tidak. Dari segi ekonomi, suatu pabrik dikatakan sehat jika dapat memenuhi kewajiban finansial dalam dan keluar serta dapat mendatangkan keuntungan yang layak bagi perusahaan dan pemiliknya. Kewajiban finansial kedalam ini terdiri dari berbagai macam beban pembiayaan operasi seperti bahan baku, bahan penunjang peralatan, gaji/upah karyawan, penyediaan piutang dagang. Sedangkan kewajiban finansial keluar terutama terdiri dari pembayaran pinjaman bank serta bunganya.

Analisis ekonomi bertujuan untuk menganalisis dan melihat apakah pabrik Benzaldehida ini layak berdiri atau tidak. Dalam analisis ekonomi ini dihitung harga peralatan yang digunakan, harga bahan, harga jual produk utama ataupun produk samping, jumlah tenaga kerja beserta jumlah gaji.

Untuk itu pada perancangan Pabrik Benzaldehida ini dibuat evaluasi atau penilaian yang ditinjau dengan metode :

1. Keuntungan (Profit)
2. *Return On Investment* (ROI)
3. *Payout Time* (POT)
4. *Profit On Sales* (POS)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)
7. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Untuk menunjang faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa hal yaitu :

1. Investasi Modal Total (*Total Capital Investment*)
2. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expens*)
3. Total Penjualan
4. Perkiraan Laba atau Rugi Usaha

## 10.1 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan :

Kapasitas Produksi = 115.000 ton /tahun

Satu Tahun Operasi = 330 hari

Pabrik Beroperasi = Tahun 2026

## 10.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada saat ini, dapat ditaksir dari harga alat tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan yang ada pada saat sekarang adalah (Aries, 1955) :

$$E_x = E_y \left[ \frac{N_x}{N_y} \right]$$

Keterangan :

$E_x$  = Harga alat pada tahun yang dicari

$E_y$  = Harga alat pada tahun yang diketahui

$N_x$  = Nilai Indeks tahun pabrik berdiri

$N_y$  = Nilai Indeks tahun referensi

Harga indeks tahun 2026 dicari dengan persamaan *least square*, dengan menggunakan data indeks dari tahun 2012 sampai 2021. Sebagaimana yang ditampilkan di tabel indeks pada perhitungan biaya. Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan metode six-tenth factor sebagai berikut (Aries, 1955) :

$$E_b = E_a \left[ \frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari

$C_a$  = Kapasitas alat A



### 10.3 Penentuan Investasi Modal Total (TCI)

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

#### 1. Investasi Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

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

##### a. *Direct Plant Cost* (DPC)

*Direct Plant Cost* adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan bangunan pabrik, membeli dan memasang mesin, peralatan proses dan peralatan pendukung yang diperlukan untuk operasi pabrik. Modal langsung ini terdiri dari *physical plant cost* dan *engineering and construction*. *Physical plant cost* terbagi lagi menjadi beberapa pengeluaran yaitu sebagai berikut (Aries, 1955) :

- 1) *Purchased Equipment Cost* (PEC), merupakan biaya pembelian alat baik alat proses maupun alat pendukung lainnya. Apabila alat yang dibeli adalah barang import, biasanya akan terkena biaya tambahan seperti biaya pengangkutan, asuransi, pajak, dan gudang.
- 2) Biaya pemasangan alat (instalasi), merupakan biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses maupun alat pendukung di lokasi pabrik. Besarnya biaya pemasangan ini diestimasi sebesar 43% dari PEC.
- 3) Biaya pemipaan (piping), merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembelian maupun pemasangan pipa pada alat-alat proses maupun alat pendukung di lokasi pabrik. Untuk proses cair-cair besarnya biaya pemipaan ini diestimasi sebesar 36% dari PEC.
- 4) Biaya insulasi, merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembelian maupun pemasangan sistem insulasi di dalam alat proses produksi maupun alat pendukung yang memerlukan insulasi. Besarnya biaya insulasi ini diestimasi sebesar 8% dari PEC.
- 5) Biaya instrumentasi dan alat kontrol, merupakan biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses maupun utilitas dengan suatu sistem pengendalian.

Sistem pengendalian disini termasuk pembelian dan pemasangan instrumentasi dan alat-alat kontrol sesuai dengan kebutuhan. Besarnya biaya ini diestimasi sebagai *extensive controls*, yaitu sebesar 13% dari PEC

- 6) Biaya instalasi listrik, merupakan biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam pendistribusian tenaga listrik. Biaya instalasi disini belum termasuk dengan alat penyedia listrik. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 10%-15% dari PEC.
- 7) Biaya bangunan dan sarana, merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan di dalam lingkungan pabrik. Biaya bangunan dan sarana ini disesuaikan dengan kondisi daerah tempat didirikannya pabrik. Pada prarancangan pabrik ini biaya bangunan dan sarana diestimasi sebesar 47% dari PEC untuk proses *fluid new plant at new site*
- 8) Biaya tanah dan perataan tanah, adalah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah (perataan), dan pembuatan jalan ke areal pabrik. Biaya pembelian tanah disesuaikan dengan harga pasaran di lokasi pendirian pabrik yaitu sebesar Rp 2.500.000,-/m<sup>2</sup>. Sedangkan biaya perataan dan pembuatan tanah diestimasi sebesar 10% dari total pembelian tanah
- 9) Enviromental, adalah biaya untuk pemeliharaan kelestarian lingkungan di kawasan pabrik dan sekitarnya. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 6%-25% dari PEC (Timmerhaus, 1991).

b. *Engineering and Construction Cost*

*Engineering and construction cost* merupakan biaya untuk keperluan *design engineering, field supervisor, temporary construction* dan *inspection*. Besarnya biaya untuk keperluan ini diestimasi sebesar 20% dari physical plant cost (PPC) untuk PPC > \$1.598.321.663,5808 (Aries, 1955).

c. *Contractor's fee* dan *Contingency*

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

Dari hasil perhitungan, diperoleh biaya investasi modal tetap (FCI) yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Benzaldehida dengan kapasitas 115.000 ton per tahun ini adalah Rp 699.111.508.504,169

## **2. Modal Kerja / *Working Capital* (WC)**

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

- a. Modal untuk biaya bahan baku proses dan utilitas.

Biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, besarnya tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilai, ketersediaan, sumber, dan kebutuhan *storage*-nya.

- b. *In Process Inventory*

Biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses, besarnya tergantung pada lama siklus proses.

- c. *Product Inventory*

Biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dijual.

- d. *Available Cash*

Merupakan persediaan uang tunai untuk membayar buruh, services, dan material.

- e. *Extended Credit*

Persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Modal kerja (*working capital*) yang didapat dari perhitungan biaya sebesar Rp 773.447.527.403,10

## **3. *Plant Start Up***

*Plant start up* merupakan modal yang digunakan untuk menjalankan peralatan secara keseluruhan pertama kali. Biaya untuk *plant start up* ini sebesar Rp 49.936.536.321,73 . Dari data-data yang telah ada sehingga diketahui investasi modal total diperoleh sebesar Rp 2.467.295.998.518,610 Modal ini berasal dari :

#### 1. Modal sendiri

Besarnya modal sendiri adalah 70% dari total modal investasi, sehingga modal sendiri adalah sebesar Rp 1.727.107.198.963,03

#### 2. Pinjaman dari bank

Besarnya modal pinjaman dari bank adalah 30% dari total modal investasi, sehingga pinjaman dari bank adalah sebesar Rp 740.188.799.555,58

### 10.4 Penentuan Biaya Total Produksi (TPC)

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

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

1. Biaya bahan baku (proses dan utilitas), yaitu biaya yang dikeluarkan untuk pembelian bahan baku yang digunakan dalam proses produksi sampai di tempat.
2. Gaji karyawan, yaitu biaya yang dikeluarkan untuk membayar upah karyawan baik karyawan shift maupun non-shift.
3. Perawatan (maintenance), yaitu biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses dan utilitas. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 8%-10% dari FCI.
4. *Plant supplies*, yaitu biaya yang diperlukan untuk pengadaan plant supplies, antara lain lubricants, charts dan gaskets. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 15% dari maintenance (Aries dan Newton, 1955).
5. *Royalties and patent*, yaitu biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 1%-5% dari harga jual produk (Aries dan Newton, 1955).
6. Supervision, yaitu gaji untuk semua personil yang bertanggung jawab terhadap pengawasan langsung pada proses produksi. Untuk proses rumit diambil 25% dari gaji karyawan.

Utilitas, meliputi kebutuhan steam, listrik, bahan bakar, udara tekan dan refrigerasi. Besarnya 10-20% dari total harga jual produk.

b. *Indirect manufacturing cost* adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik, meliputi (Aries, 1955) :

1. *Payroll Overhead*, yaitu pengeluaran perusahaan untuk biaya pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja dan keamanan. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 15%-20% dari gaji karyawan (Aries dan Newton, 1955).
2. *Laboratorium*, yaitu biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin quality control. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 10%-20% dari gaji karyawan (Aries dan Newton, 1955).
3. *Plant Overhead*, yaitu biaya untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk di dalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (purchasing), pergudangan (warehousing) dan engineering (termasuk safety dan protection). Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 50%-100% dari gaji karyawan (Aries dan Newton, 1955).
4. *Packaging product dan transportasi*. Biaya packaging dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk serta nilainya. Sedangkan biaya transportasi adalah biaya yang diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 4% dari harga jual produk (Aries dan Newton, 1955).

c. *Fixed Manufacturing Cost*, merupakan harga yang berkenaan dengan *Fixed Capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi, meliputi :

1. *Depresiasi*, yaitu biaya penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 8%-10% dari FCI (Aries dan Newton, 1955).
2. *Property tax*, yaitu pajak property yang harus dibayar oleh pihak pabrik, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi di mana plant tersebut berdiri. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 2%-4% dari FCI (Aries dan Newton, 1955).

3. Asuransi, yaitu biaya asuransi pabrik, dimana semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 1% dari FCI (Aries dan Newton, 1955).

Dari hasil perhitungan didapat Total Manufacturing Cost (TMC) adalah Rp 7.115.567.117.019,92

### **10.5 General Expense**

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

#### a. Biaya administrasi

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

##### 1. *Legal Fee and Auditing.*

*Legal fee* adalah biaya untuk fee yang legal, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publik. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 3%-5% dari gaji karyawan

##### 2. Peralatan kantor dan komunikasi.

Biaya ini digunakan untuk membeli peralatan kantor seperti kertas, tinta dan lain-lain serta untuk biaya komunikasi di lingkungan perusahaan seperti telpon dan internet. Total biaya administrasi adalah 2-3% dari harga jual produk.

#### b. *Sales Expense Sales*

*Expense* adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk didalamnya biaya promosi apabila produk tergolong baru. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 3-12% dari harga jual produk (Aries, 1955).

#### c. Biaya Riset

Biaya Riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik perbaikan proses maupun peningkatan kualitas produk. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 2-4% dari harga jual produk, biasanya untuk industri kimia sebesar 2,5 % dari harga jual produk (Aries, 1955).

Dari hasil perhitungan didapat total *general expense* sebesar Rp Rp 1.422.756.645.963,14. Maka biaya produksi total (TPC) didapatkan sebesar Rp Rp 8.538.323.762.983,05

### 10.6 Total Penjualan

Hasil penjualan produk Benzaldehida ( $C_6H_5CHO$ ) sebagai berikut :

$$\begin{aligned} &= 14.260,415784 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 65.000,- /\text{kg} \\ &= \text{Rp } 7.341.262.045.603,200 \end{aligned}$$

Hasil penjualan produk HCl sebagai berikut :

$$\begin{aligned} &= 9.798,526683 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 25.000,- /\text{kg} \\ &= \text{Rp } 1.940.108.283.234,000 \end{aligned}$$

Jadi total harga penjualan produk : Rp 9.281.370.328.837,200

### 10.7 Perkiraan Laba Usaha

Dari hasil perhitungan diperoleh rata-rata laba sebagai berikut :

Rata-rata laba sebelum pajak = Rp 658.274.483.686,6460

Rata-rata laba sesudah pajak = Rp 427.878.414.396,3200

### 10.8 Analisa Kelayakan

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

#### A. *Percent Profit on Sales* (POS)

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

Dari hasil perhitungan diperoleh sebagai berikut :

POS sebelum pajak = 7,09 %

POS setelah pajak = 4,61 %

## **B. Percent Return On Investment (ROI)**

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

Dari hasil perhitungan diperoleh sebagai berikut :

ROI sebelum pajak = 94,16 %

ROI setelah pajak = 61,20 %

## **C. Pay Out Time (POT)**

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

Dari hasil perhitungan diperoleh sebagai berikut :

POT sebelum pajak = 0,960073 tahun

POT setelah pajak = 1,404432 tahun

## **D. Net Present Value (NPV)**

*Net present value* merupakan salah satu metode yang termasuk dalam kategori *discounted cash flow* penganut nilai waktu dan proceeds selama total usia proyek. Karena menganut nilai waktu maka nilai arus kas selama masa manfaat di-present value-kan kemudian jumlah total dari *present value* ini dikurangi dengan investasi awal.

Dari hasil perhitungan diperoleh sebagai berikut :

Nilai sekarang dari arus kas (PV) = Rp 3.286.937.170.553,52

Investasi awal = Rp 2.467.295.998.518,61

Net Present Value (NPV) = Rp 819.641.172.034,91

Ratio = 1,332202205

NVP pada suku bunga yang ditetapkan bernilai positif, sehingga dari metode ini investasi yang dilakukan adalah layak.

## **E. Interest Rate of Return (IRR)**

*Interest rate of return* berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan dimasa yang akan datang tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial and error, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:



$$\sum CF/(1+i)^n$$

Keterangan :

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

$\sum CF/(1+i)^n$  = total modal akhir masa konstruksi

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai  $i$  sebesar 40,58% per tahun. Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 8,2% pertahun.

#### **F. Break Even Point (BEP)**

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

$$BEP = 42,47 \%$$

#### **G. Shut Down Point (SDP)**

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

$$SDP = 34,89 \%$$

Pabrik layak didirikan karena SDP memenuhi *range* 20% - 40%.

## **BAB XI. KESIMPULAN**

### **11.1 Kesimpulan**

Pabrik Benzaldehida dengan kapasitas produksi 115.000 ton/tahun direncanakan didirikan di Serang, Provinsi Banten dengan luas tanah 50.000 m<sup>2</sup>. Kebutuhan bahan baku diperoleh dari PT. Asahimas Chemical dan PT. Styrimo Mono Indonesia yang letaknya di Kawasan Industri Cilegon. Pabrik beroperasi selama 330 hari efektif setiap tahun dan 24 jam/hari.

Setelah dilakukan analisis ekonomi dan dinilai cukup menguntungkan, pabrik Benzaldehida ini membutuhkan Fixed Capital Rp. 699.111.508.504,1690 dan Working Capital 1.718.247.953.692,710. Hasil analisis ekonomi pabrik Benzaldehida diperoleh nilai ROI sebelum pajak yaitu 94,16 % dan ROI setelah pajak yaitu 61,20 %. Nilai POT sebelum pajak yaitu 1 tahun dan nilai POT setelah pajak yaitu 1,40 tahun. BEP diperoleh sebesar 42,47 % kapasitas produksi dan SDP diperoleh sebesar 34,89 % kapasitas produksi. IRR sebesar 40,58 %.



**BOSOWA**

## DAFTAR PUSTAKA

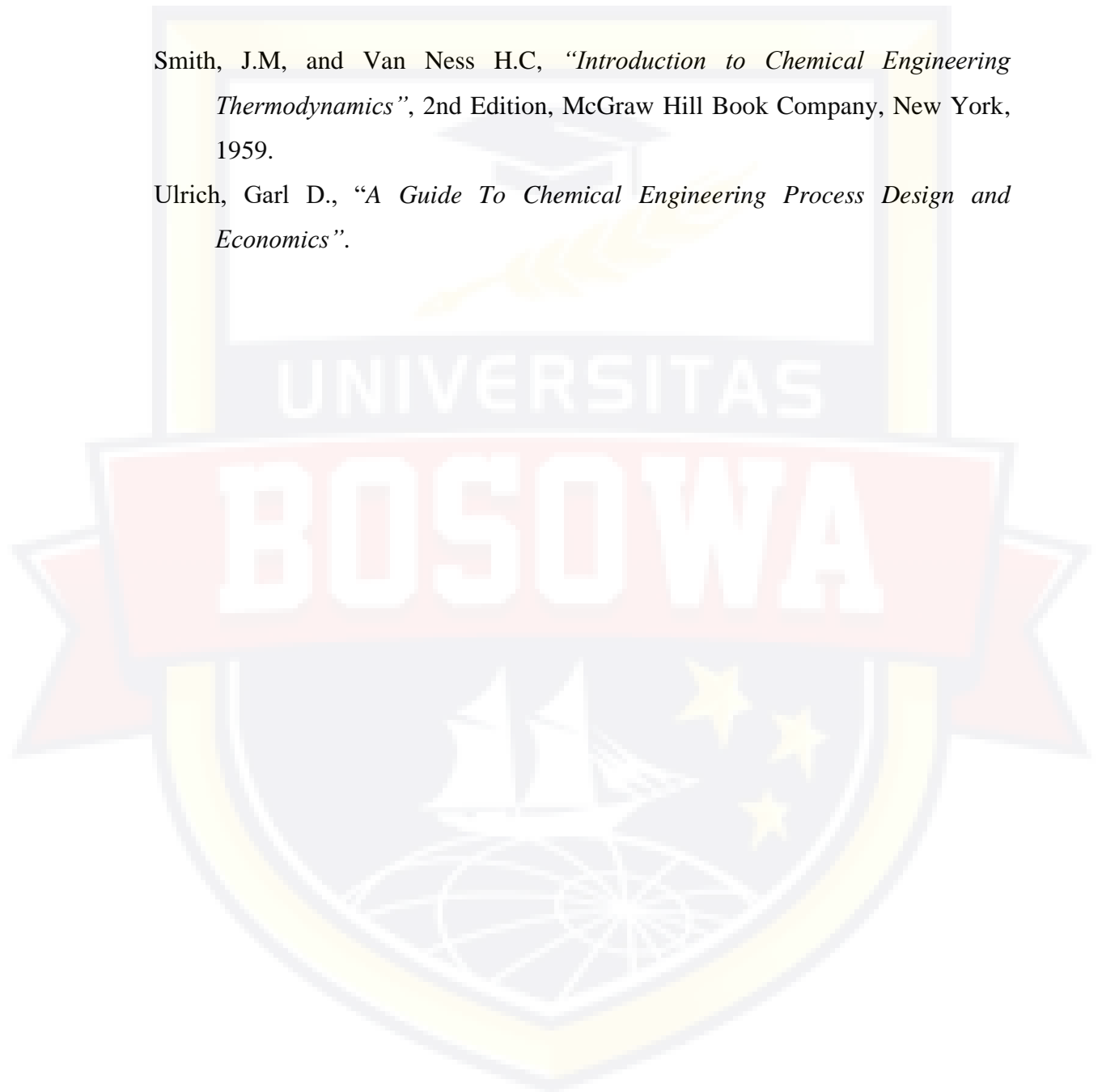
- Aries, R.S. and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Company, Inc, New York, 1995.
- Asharie, A.D. "Proses Produksi NaOH, NaOCl, dan Klorin Cair PT Tjiwi Kimia Tbk", SMA Katolik St. Louis 1, Surabaya, 2021.
- Badan Pusat Statistik. 2022. Statistik Impor Menurut HS tahun 2017-2021. URL : <https://www.bps.go.id>. Diakses tanggal 13 April 2022.
- Brown G.G, "*Unit Operation*", Charles E. Tuttle Co. Tokyo, Japan, 1961.
- Brownell E. Lloyd, "*Process Equipment Design*", Jhon Willey and Sons Inc, New Delhi, India 1959.
- Coulson and Richardson's, "*Chemical Engineering Design*", volume 6, 4nd edition, Laserwords Private Limited, Chennai, India, 2005.
- Dwisari, M. (2018). *Prarancangan Pabrik Etilen Diklorida Dari Etilen Dan Klorin Kapasitas 100.000 Ton Per Tahun*.
- Geankoplis J. Christie , "*Transport Process dan Unit Operation*", 3nd Edition, Prentice Hall Inc, New Delhi, India 1997.Kern D.Q, "*Process Heat Transfer*", 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Kirk, R.E., Othmer, D.F., 2006, "Encyclopedia of Chemical Technology", 4th edm vol 17, John Wiley and Sons, New York.
- Kern D.Q, "*Process Heat Transfer*", 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Ludwig E.E, "*Design for Chemical and Petrochemical Plant*", Gulf Publishing Company, Houston, 1964.
- Matche.com.2022. Harga Alat Pabrik. URL : [www.matche.com/equipcost.html](http://www.matche.com/equipcost.html)  
Diakses pada tanggal 28 November 2022.
- McCabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, "*Operasi Teknik Kimia*", Jilid I, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.
- McCabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, "*Operasi Teknik Kimia*", Jilid II, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.
- Perry, Robert H, "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 6th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

Perry, Robert H, *“Perry’s Chemical Engineering Handbook”*, 7<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 2000.

Peter S. and Timmerhause, *“Plant Design and Economic to Chemical Engineering”*, 4<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill, Singapore, 1991.

Smith, J.M, and Van Ness H.C, *“Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”*, 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw Hill Book Company, New York, 1959.

Ulrich, Garl D., *“A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics”*.



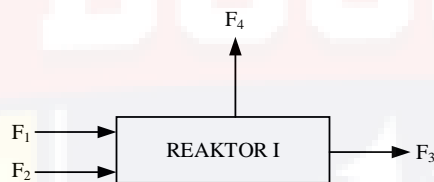
**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas Produksi = 115.000 ton/tahun  
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun 24 jam/hari  
 Basis Operasi = 100 kg/jam  
 Kapasitas Produksi =  $\frac{115.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$   
 = 14.520,202020 kg/jam  
 Suhu referensi = 25°C  
 Faktor pengali =  $\frac{\text{kapasitas per jam}}{\text{massa yang keluar dari arus terakhir}}$   
 =  $\frac{14.520,202020 \text{ kg/jam}}{98,686446 \text{ kg/jam}}$   
 = 147,134714

Komposisi bahan baku :

- C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CH<sub>3</sub> = 99%
- Cl<sub>2</sub> = 99,5%

**1. REAKTOR I (R-01)**



Keterangan :

- Kondisi reaktor : T = 110°C
- Reaksi pada fase cair
- Konversi reaksi terhadap toluena 80%

Reaksi :



Toluena (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CH<sub>3</sub>) dari storage :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = \frac{99}{100} \times 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 99,00 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{1}{100} \times 100 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,00 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ yang bereaksi} &= \frac{80}{100} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ masuk} \\
 &= 0,8 \times 99,00 \text{ kg/jam} \\
 &= 79,20 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ sisa reaksi} &= \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ masuk} - \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ reaksi} \\
 &= 99,00 \text{ kg/jam} - 79,20 \text{ kg/jam} \\
 &= 19,80 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cl}_2 \text{ masuk reaktor} &= 2 \times \frac{\text{BM Cl}_2}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CH}_3} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ masuk} \\
 &= 2 \times \frac{70,905}{92,144} \times 99,00 \text{ kg/jam} \\
 &= 152,361413 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cl}_2 \text{ yang bereaksi} &= \frac{80}{100} \times \text{berat Cl}_2 \text{ masuk} \\
 &= 0,8 \times 152,361413 \text{ kg/jam} \\
 &= 121,889130 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cl}_2 \text{ sisa reaksi} &= \text{Cl}_2 \text{ masuk ke reaktor I} - \text{Cl}_2 \text{ yang bereaksi} \\
 &= 152,361413 \text{ kg/jam} - 121,889130 \text{ kg/jam} \\
 &= 30,472283 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} \text{ masuk dari Cl}_2 &= \frac{0,5}{99,5} \times \text{berat Cl}_2 \text{ masuk} \\
 &= \frac{0,5}{99,5} \times 152,361413 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,765635 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} \text{ masuk ke reaktor II} &= \text{H}_2\text{O} \text{ dari toluena} + \text{H}_2\text{O} \text{ dari klorin} \\
 &= 1,00 \text{ kg/jam} + 0,765635 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,765635 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Komposisi bahan yang terbentuk :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ terbentuk} &= \frac{\text{BM C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2}{\text{BM C}_6\text{H}_5\text{CH}_3} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{161,033}{92,144} \times 79,20 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$= 138,411764 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl yang terbentuk} = 2 \times \frac{\text{BM HCl}}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CH}_3} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ yang bereaksi}$$

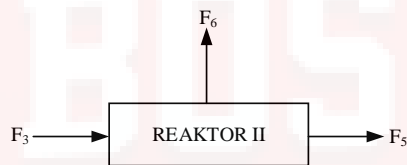
$$= 2 \times \frac{36,461}{92,144} \times 79,20 \text{ kg/jam}$$

$$= 62,678225 \text{ kg/jam}$$

### Neraca Massa pada Reaktor I

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	F1	F2	F3	F4
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	99,00	-	19,80	-
Cl <sub>2</sub>	-	152,361413	30,472283	-
H <sub>2</sub> O	1,00	0,765635	1,765635	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	-	-	138,411764	-
HCl	-	-	-	62,68
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>153,127048</b>	<b>190,449682</b>	<b>62,68</b>
	<b>253,127048</b>		<b>253,127048</b>	

## 2. REAKTOR II



Keterangan :

- Kondisi reaktor: T = 100°C ; P = 1 atm
- Reaksi pada fase cair
- Konversi reaksi terhadap toluena 100%

Reaksi :



Komposisi bahan masuk dari reaktor I :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 19,80$$

$$\text{Cl}_2 = 30,472283$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,765635$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 = 138,411764$$

$$\text{Jumlah} = 190,449682$$

Komposisi bahan berbentuk pada reaktor II

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CH}_3} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ masuk} \\
 &= \frac{161,033}{92,144} \times 19,80 \text{ kg/jam} \\
 &= 34,602941 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

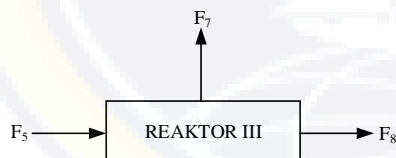
$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ keluar} &= \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ mula-mula} + \text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ terbentuk} \\
 &= 138,411764 \text{ kg/jam} + 34,602941 \text{ kg/jam} \\
 &= 173,014705 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{HCl yang terbentuk} &= 2 \times \frac{\text{BM HCl}}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CH}_3} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ masuk} \\
 &= 2 \times \frac{36,461}{92,144} \times 19,80 \text{ kg/jam} \\
 &= 15,669556 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

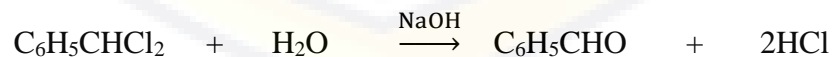
### Neraca Massa pada Reaktor II

Komponen	Masuk	Keluar	
	F3	F5	F6
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	19,80	-	-
Cl <sub>2</sub>	30,472283	-	-
H <sub>2</sub> O	1,765635	1,765635	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	138,411764	173,014705	-
HCl	-	-	15,669556
<b>TOTAL</b>	<b>190,449682</b>	<b>174,780340</b>	<b>15,669556</b>
		<b>190,449682</b>	

### 3. REAKTOR III (R-03)



Reaksi :



Keterangan :

- Reaksi pada fase cair
- Konversi terhadap benzal klorida (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHCl<sub>2</sub>) 100% dengan yield 85%



Komposisi bahan masuk :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 = 173,014705$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,765635$$

$$\text{Jumlah} = 174,780340$$

$$\text{H}_2\text{O untuk reaksi} = \frac{\text{BM H}_2\text{O}}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ masuk}$$

$$= \frac{18,015}{161,033} \times 173,014705 \text{ kg/jam}$$

$$= 19,355411 \text{ kg/jam}$$

Komposisi bahan keluar :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO terbentuk} = 85\% \times \frac{\text{BM C}_6\text{H}_5\text{CHO}}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ masuk}$$

$$= 85\% \times \frac{106,128}{161,033} \times 173,014705 \text{ kg/jam}$$

$$= 96,920811 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl terbentuk} = 85\% \times 2 \times \frac{\text{BM HCl}}{\text{BMC}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2} \times \text{berat C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ masuk}$$

$$= 85\% \times 2 \times \frac{36,461}{161,033} \times 173,014705 \text{ kg/jam}$$

$$= 66,595614 \text{ kg/jam}$$

Sisa bahan dari yield reaksi akan membentuk :

$$\text{- C}_6\text{H}_5\text{COOH} = 60\%$$

$$\text{- C}_6\text{H}_5\text{COCl} = 40\%$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH keluar reaktor} = 60\% \times 15\% \text{ feed masuk}$$

$$= 60\% \times 15\% (173,014705 + 19,355411) \text{ kg/jam}$$

$$= 17,313310 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl keluar reaktor} = 40\% \times 15\% \text{ feed masuk}$$

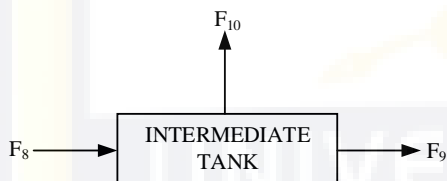
$$= 40\% \times 15\% (173,014705 + 19,355411) \text{ kg/jam}$$

$$= 11,542207 \text{ kg/jam}$$

### Neraca Massa pada Reaktor III

Komponen	Masuk		Keluar
	F5	F7	F8
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-	-	96,920811
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	-	-	17,313310
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-	-	11,542207
H <sub>2</sub> O	1,765635	19,355411	1,765635
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	173,014705	-	-
HCl	-	-	66,595614
<b>TOTAL</b>	<b>174,780340</b>	<b>19,355411</b>	<b>194,135752</b>
	<b>194,135752</b>		

#### 4. INTERMEDIATE TANK (IT-01)



Keterangan :

- Terjadi pemisahan HCl

Komposisi bahan masuk :

C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHO = 96,920811 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 1,765635 kg/jam

HCl = 66,595614 kg/jam

C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COOH = 17,313310 kg/jam

C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COCl = 11,542207 kg/jam

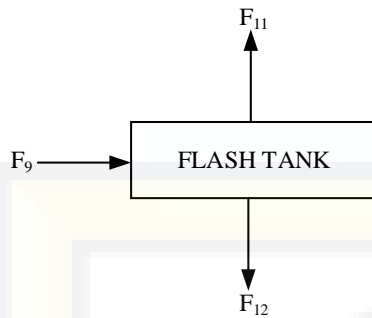
**Jumlah = 194,135752 kg/jam**

HCl akan menguap karena suhu operasi masih tinggi, yaitu 80°C.

### Neraca Massa pada Intermediate Tank

Komponen	Masuk	Keluar	
	F8	F9	F10
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	96,920811	96,920811	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	17,313310	17,313310	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	11,542207	11,542207	-
H <sub>2</sub> O	1,765635	1,765635	-
HCl	66,595614	-	66,595614
<b>TOTAL</b>	<b>194,135752</b>	<b>127,542033</b>	<b>66,595614</b>
		<b>194,135752</b>	

## 5. FLASH TANK (FT-01)



Keterangan :

- Bahan akan terpisah berdasarkan perbedaan fase
- Suhu operasi 225°C

Komposisi bahan masuk

$C_6H_5CHO$  = 96,920811 kg/jam

$H_2O$  = 1,765635 kg/jam

$C_6H_5COOH$  = 17,313310 kg/jam

$C_6H_5COCl$  = 11,542207 kg/jam

Pada suhu 225°C :

$C_6H_5CHO$  : Fase Gas

$H_2O$  : Fase Gas

$C_6H_5COOH$  : Fase Cair

$C_6H_5COCl$  : Fase Gas

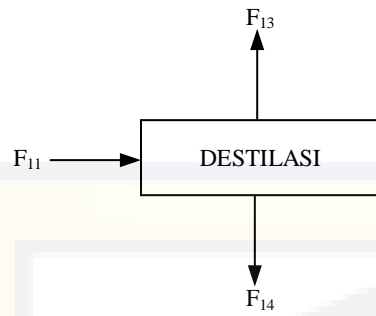
Maka :

Feed yang berfase gas akan keluar sebagai produk atas, sedangkan feed yang berfase cair akan keluar sebagai produk bawah.

### Neraca Massa pada Flash Tank

Komponen	Masuk	Keluar	
	F9	F11	F12
$C_6H_5CHO$	96,920811	96,920811	-
$C_6H_5COOH$	17,313310	-	17,313310
$C_6H_5COCl$	11,542207	11,542207	-
$H_2O$	1,765635	1,765635	-
<b>TOTAL</b>	<b>127,541964</b>	<b>110,228653</b>	<b>17,313310</b>
		<b>127,541964</b>	

## 6. DESTILASI (D-01)



Neraca total :

$$F = D + B$$

Komposisi feed masuk (F) :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO} = 96,920811 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,765635 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl} = 11,542207 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumla} = 110,228653 \text{ kg/jam}$$

Komposisi destilasi (D) :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO} = 96,920811 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,765635 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 98,686446 \text{ kg/jam}$$

Komposisi bottom (B) :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl} = 11,542207 \text{ kg/jam}$$

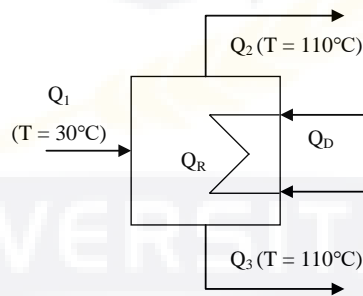
### Neraca Massa pada Destilasi

Komponen	Masuk	Keluar	
	F11	F13	F14
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	96,920811	96,920811	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	11,542207	-	11,542207
H <sub>2</sub> O	1,765635	1,765635	-
<b>TOTAL</b>	<b>110,228653</b>	<b>98,686446</b>	<b>11,542207</b>
		<b>110,228653</b>	

**LAMPIRAN B**  
**NERACA PANAS**

Kapasitas Produksi = 115.000 ton/tahun  
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun 24 jam/hari  
 Kapasitas Produksi = 14.520,202020 kg/jam  
 Satuan = kJ/jam  
 Suhu referensi = 25°C

**1. REAKTOR I (R-01)**



Neraca panas total:

$$Q_1 + Q_R + Q_D = Q_2 + Q_3 + Q_{Loss}$$

Keterangan:

- $Q_1$  = Panas bahan masuk dari storage
- $Q_2$  = Panas produk atas ke penampung
- $Q_3$  = Panas produk bawah ke reaktor II
- $Q_R$  = Panas reaksi
- $Q_D$  = Panas yang dibawah dowtherm
- $Q_{Loss}$  = Panas yang hilang

**Direncanakan:**

- Suhu bahan masuk = 30°C
- Suhu reaktor = 110°C
- Suhu referensi = 25°C (298 K)
- Suhu bahan keluar = 110°C (383 K)

**Penentuan Cp**

$$\int_{T_{ref}}^T C_p = A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{C}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	-24,097000	0,521870	-29827 × 10 <sup>-4</sup>	6,122 × 10 <sup>-8</sup>
Cl <sub>2</sub>	27,213000	0,030426	-33353 × 10 <sup>-5</sup>	15961 × 10 <sup>-8</sup>
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	29906 × 10 <sup>-5</sup>	-17825 × 10 <sup>-8</sup>
HCl	29,244000	-0,002615	121 × 10 <sup>-6</sup>	49676 × 10 <sup>-8</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	-23,635000	0,657290	-5521 × 10 <sup>-4</sup>	023709 × 10 <sup>-7</sup>

### Mencari Panas Bahan Masuk (Q<sub>1</sub>)

Komponen	Mol (Kmol/jam)	ΔT (K)	CpΔT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	158,082313	5	537,258957	84.931,138843
Cl <sub>2</sub>	316,164627	5	168,886473	53.395,928646
H <sub>2</sub> O	14,420327	5	168,100367	2.424,062329
<b>Total</b>				<b>140.751,129818</b>

Jumlah panas pada bahan masuk (Q<sub>1</sub>) adalah **140.751,129818 kJ/jam**.

### Mencari Panas Reaksi (Q<sub>R</sub>)

Panas pembentukan standar (ΔH<sub>f 298,15</sub>)

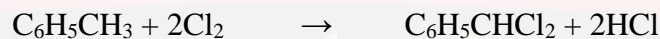
*(Appendix Coulson & Richardson's Chemical Engineering Vol.6)*

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 50,03 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 = 122,026 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{HCl} = -92,36 \text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan panas reaksi:



Dari lampiran neraca massa didapatkan:

$$\text{Massa C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 \text{ masuk} = \frac{14.566,336677}{92,144} \text{ kg/jam}$$

$$= 158,082313 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi reaksi 80\%} = 80\% \times 158,082313 \text{ kmol/jam}$$

$$= 126,465851 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_{f 298,15} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 + \Delta H_f \text{ HCl}) - (\Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + \Delta H_f \text{ Cl}_2)$$

$$= ((122,026) + (2 \times (-92,36))) - (50,03 + 0) \text{ kJ/kmol}$$

$$= (-112,74000) \text{ kJ/kmol} \times 126,465851 \text{ kmol/jam}$$

$$= -14.255,736548 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{reaktan}} = m \times (\text{Cp}\Delta T \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + 2 \cdot \text{Cp}\Delta T \text{ Cl}_2)$$

$$= 126,465851 \text{ kmol/jam} \times (10.309,915821 + 2(2.917,704549))$$

$$\begin{aligned}
 & \text{kJ/kmol.K} \\
 & = 2.041.832,249860 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{produk}} & = m \times (\text{Cp}\Delta\text{T C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 + 2. \text{Cp}\Delta\text{T HCl}) \\
 & = 126,465851 \text{ kmol/jam} \times (12.353,457748 + 2(2.438,970717))
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{kJ/kmol.K} \\
 & = 2.179.183,555269 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{reaksi}} & = Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{f} 298,15} \\
 & = 2.179.183,555269 - 2.041.832,249860 + (-14.255,736548) \\
 & \text{kJ/jam} \\
 & = 123.095,568861 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Panas produk atas (Q<sub>2</sub>)

$$\begin{aligned}
 \text{Massa HCl keluar} & = \frac{9.222,142761}{36,461} \text{ kg/jam} \\
 & = 252,931701 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_2 \text{ HCl} & = m \times \text{Cp}\Delta\text{T HCl} \\
 & = 252,931701 \text{ kmol/jam} \times 2.438,970717 \text{ kJ/kmol.K} \\
 & = 616.893,012744 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Panas produk bawah (Q<sub>3</sub>)

Komponen	Mol (Kmol/jam)	ΔT (K)	CpΔT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	31,616463	85	10.309,915821	325.963,068590
Cl <sub>2</sub>	63,232925	85	2.917,704549	184.494,993875
H <sub>2</sub> O	14,420327	85	2.876,156020	41.475,111450
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl	126,465851	85	12.353,457748	1.562.290,542525
Total				<b>2.114.223,716440</b>

Jumlah entalpi pada bahan keluar (Q<sub>3</sub>) adalah **2.114.223,716440 kJ/jam.**

### Panas yang hilang (Q<sub>Loss</sub>)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Loss}} & = 5\% \text{ (Panas bahan masuk)} \\
 & = 5\% \times 140.751,129818 \\
 & = 7.037,556491 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total:

$$Q_1 + Q_R + Q_D = Q_2 + Q_3 + Q_{\text{Loss}}$$

$$\begin{aligned}
 Q_D & = (Q_2 + Q_3 + Q_{\text{Loss}}) - (Q_1 + Q_R) \\
 & = (616.893,012744 + 2.114.223,716440 + 7.037,556491) -
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & (140.751,129818 + 123.095,568861) \text{ kJ/jam} \\
 & = \frac{2.474.307,586995 \text{ kJ/jam}}{4,184} \\
 & = 591.373,706261 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Jumlah Kebutuhan Dowtherm

Direncanakan pemanas menggunakan dowtherm

Suhu masuk = 230°C

Suhu keluar = 90°C

Cp = 0,3669 kkal/kg.°C

(Perry's ed 7, hal 2-176 tab, 2-197)

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

$$\begin{aligned}
 m & = \frac{Q}{Cp \times \Delta T} \\
 & = \frac{591.373,706261 \text{ kkal/jam}}{0,3669 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 140^\circ\text{C}} \\
 & = 11.512,940588 \text{ kg/jam} \\
 & = 2.474.304,767747 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

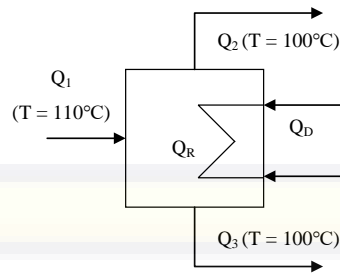
Jadi, dowtherm yang dibutuhkan adalah **11.512,940588 kg/jam**

### Neraca Panas Pada Reaktor I

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	84.931,138843	325.963,068590
Cl <sub>2</sub>	53.395,928646	184.494,993875
H <sub>2</sub> O	2.424,062329	41.475,111450
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	-	1.562.290,542525
HCl	-	616.893,012744
Panas reaksi	123.095,568861	-
Dowtherm	2.474.304,767747	-
Panas yang hilang		7.034,737243
<b>Total</b>	<b>2.738.151,466426</b>	<b>2.738.151,466426</b>



## 2. REAKTOR II (R-02)



Neraca panas total:

$$Q_1 + Q_R + Q_D = Q_2 + Q_3 + Q_{Loss}$$

$Q_1$  = Panas bahan masuk dari reaktor I (R-01)

$Q_2$  = Panas produk atas ke penampung

$Q_3$  = Panas produk bawah ke reaktor III (R-03)

$Q_R$  = Panas reaksi

$Q_D$  = Panas yang dibawah dowtherm

$Q_{Loss}$  = Panas yang hilang

Direncanakan:

Suhu bahan masuk = 110°C

Suhu reaktor = 100°C

Suhu referensi = 25°C (298 K)

Suhu bahan keluar = 100°C (373 K)

**Panas bahan masuk ( $Q_1$ )**

Panas bahan masuk ( $Q_1$ ) dari reaktor I adalah **2.114.223,716440 kJ/jam**

**Mencari panas reaksi ( $Q_R$ )**

Panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^{298,15}$ )

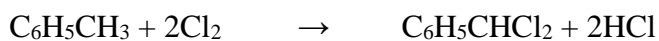
(Appendix Coulson & Richardson's Chemical Engineering Vol.6)

$C_6H_5CH_3$  = 50,03 kJ/kmol

$C_6H_5CHCl_2$  = 122,026 kJ/kmol

HCl = -92,36 kJ/kmol

Perhitungan panas reaksi:



Dari lampiran neraca massa didapatkan:

Massa  $C_6H_5CH_3$  masuk = 2.913,267335 kg/jam

= 31,618384 kmol/jam

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f 298,15 &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 + \Delta H_f \text{ HCl}) - (\Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + \Delta H_f \text{ Cl}_2) \\
 &= ((122,026) + (2 \times (-92,36))) - (50,03 + 0) \text{ kJ/kmol} \\
 &= (-112,724000) \text{ kJ/kmol} \times 31,618384 \text{ kmol/jam} \\
 &= -3.564,150746 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reaktan}} &= m \times (\text{Cp}\Delta\text{T C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + 2. \text{Cp}\Delta\text{T Cl}_2) \\
 &= 31,618384 \text{ kmol/jam} \times (10.309,915821 + 2(2.917,704549)) \\
 &\quad \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 510.489,087153 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{produk}} &= m \times (\text{Cp}\Delta\text{T C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 + 2. \text{Cp}\Delta\text{T HCl}) \\
 &= 31,618384 \text{ kmol/jam} \times (10.766,085046 + 2(2.152,002942)) \\
 &\quad \text{kJ/kmol.K} \\
 &= 476.491,925699 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reaksi}} &= Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}} + \Delta H_f 298,15 \\
 &= 476.491,925699 - 510.489,087153 + (-3.564,150746) \text{ kJ/jam} \\
 &= -37.561,312201 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Panas produk atas (Q<sub>2</sub>)

$$\begin{aligned}
 \text{Massa HCl keluar} &= \frac{2.305,535690 \text{ kg/jam}}{36,461} \\
 &= 63,232925 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_2 \text{ HCl} &= m \times \text{Cp}\Delta\text{T HCl} \\
 &= 63,232925 \text{ kmol/jam} \times 2.152,002942 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 136.077,441301 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Penentuan Cp

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T \text{Cp} = A(T - T_{\text{Ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{Ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{Ref}}^3) + \frac{C}{4}(T^4 - T_{\text{Ref}}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	-23,635000	0,657290	-0,000552	023709E-07
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	0,000030	-17825E-08

### Panas produk bawah ( $Q_3$ )

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p \Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$C_6H_5CHCl$	1,613248	85	10.766,085046	17.368,369888
$H_2O$	1.413,048765	85	2.535,543940	3.582.847,234040
<b>Total</b>				<b>3.600.215,603927</b>

Jumlah entalpi bahan keluar ( $Q_3$ ) adalah 3.600.215,603927 kJ/jam.

### Panas yang hilang ( $Q_{Loss}$ )

$$\begin{aligned} Q_{Loss} &= (Q_{in} - Q_{out}) \\ &= 2.076.662,404239 - (96.152,261126) \text{ kJ/jam} \\ &= 1.980.510,143113 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas total

$$\begin{aligned} Q_1 + Q_R + Q_D &= Q_2 + Q_3 + Q_{Loss} \\ Q_D &= (Q_1 + Q_R) - (Q_2 + Q_3 + Q_{Loss}) \\ &= (2.114.223,716440 + (-37.561,312201)) - (136.077,441301 + \\ &\quad 3.600.215,603927 + 1.980.510,143113) \\ &= -3.640.140,784102 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Kebutuhan Air Pendingin

Direncanakan untuk air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 80^\circ\text{C}$$

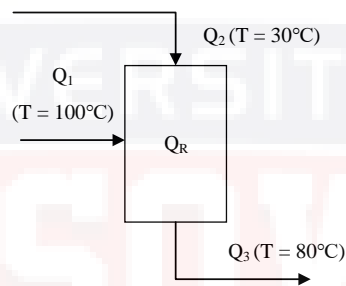
$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{(-3.640.140,784102) \text{ kJ/jam}}{1.690,340000 \text{ kJ/kmol.K}} \\ &= 2.153,496210 \text{ kmol/jam} \\ &= 38.795,837207 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, kebutuhan air pendingin pada air pendingin pada reaktor II **38.795,837207 kg/jam.**

### Neraca Panas Pada Reaktor II

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	325.963,068590	-
Cl <sub>2</sub>	184.494,993875	-
H <sub>2</sub> O	41.475,111450	3.582.847,234040
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	1.562.290,542525	17.368,369888
HCl	-	136.077,441301
Panas reaksi	-37.561,312201	-
Panas yang diserap	-	-3.640.140,784102
Panas yang hilang	-	1.980.510,143113
<b>Total</b>	<b>2.076.662,404239</b>	<b>2.076.662,404239</b>

### 3. REAKTOR III (R-03)



Neraca Panas Total:

$$Q_1 + Q_2 + Q_R = Q_3$$

Keterangan :

- Q<sub>1</sub> = Panas bahan masuk dari reaktor II (R-02)
- Q<sub>2</sub> = Air proses masuk ke reaktor III (R-03)
- Q<sub>3</sub> = Panas produk bawah ke intermediate tank (IT-01)
- Q<sub>R</sub> = Panas reaksi

Direncanakan:

- Suhu bahan masuk = 100°C
- suhu air proses masuk = 30°C
- Suhu referensi = 25°C (298 K)
- Suhu bahan keluar = 80°C (353 K)

#### Panas bahan masuk (Q<sub>1</sub>)

Panas bahan masuk (Q<sub>1</sub>) dari reaktor II = 3.600.215,603927 kJ/jam

#### Panas air proses masuk (Q<sub>2</sub>)

Jumlah air yang dibutuhkan = 2.847,852874 kg/jam

$$\begin{aligned}
 &= 158,079856 \text{ kmol/jam} \\
 Q_2 &= m \times C_p \Delta T \text{ H}_2\text{O} \\
 &= 158,079856 \text{ kmol/jam} \times 168,10036 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 26.573,281877 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Penentuan Cp

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p = A(T - T_{\text{Ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{Ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{Ref}}^3) + \frac{C}{4}(T^4 - T_{\text{Ref}}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-0,890	0,447580	-0,0001857	-362 × 10 <sup>-8</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	16,158	0,2823	0,000178	-32176 × 10 <sup>-7</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-8,923	0,5453	-0,000407	14722 × 10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	0,000029906	-17825 × 10 <sup>-8</sup>
HCl	29,244000	-0,002615	0,00000121	49676 × 10 <sup>-9</sup>

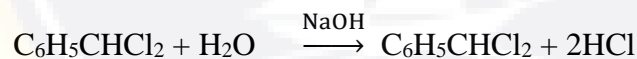
### Panas produk bawah (Q<sub>3</sub>)

Komponen	Mol (Kmol/jam)	ΔT (K)	C <sub>p</sub> ΔT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	134,380096	55	6.810,224177	915.158,578524
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	20,880238	55	6.368,982869	132.985,875356
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	12,082095	55	7.171,966087	86.652,378093
H <sub>2</sub> O	14,420327	55	1.856,234466	26.767,508729
HCl	268,739933	55	1.578,162399	424.115,256826
<b>Total</b>				<b>1.585.679,597528</b>

Jumlah panas bahan keluar (Q<sub>3</sub>) adalah 1.585.679,597528 kJ/jam

### Mencari panas reaksi (Q<sub>R</sub>)

Perhitungan panas reaksi :



Dari lampiran A didapatkan:

$$\text{Massa C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 \text{ masuk} = \frac{25.456,469158 \text{ kg/jam}}{161,033}$$

$$= 158,082313 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi 85\%} = 85\% \times 158,082313 \text{ kmol/jam}$$

$$= 134,369966 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Sisa bahan dari yield reaksi} = 15\% \times (\text{massa C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2 + \text{air proses masuk})$$

$$= 15\% \times (158,082313 + 158,079856) \text{ kmol/jam}$$

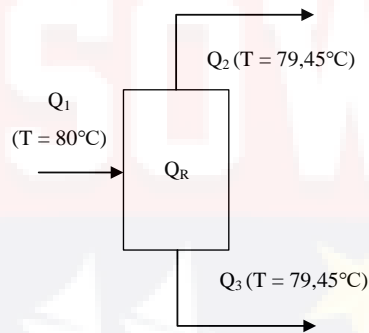
$$= 47,424325 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas reaksi} &= (Q_{\text{keluar}}) - (Q_{\text{masuk}} + \text{air proses}) \\
 &= 1.585.679,597528 - (3.600.215,603927 + 26.573,281877) \\
 &= -2.041.109,288276 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Pada Reaktor III

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	17.368,369888	-
H <sub>2</sub> O	3.582.847,234040	26.767,508729
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-	915.158,578524
HCl	-	424.115,256826
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	-	132.985,875356
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-	86.652,378093
Air proses	26.573,281877	-
Panas reaksi	-2.041.109,288276	-
<b>Total</b>	<b>1.585.679,597528</b>	<b>1.585.679,597528</b>

#### 4. INTERMEDIATE TANK (IT-01)



Neraca panas total:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_{\text{Loss}}$$

Keterangan:

- Q<sub>1</sub> = Panas bahan masuk dari Reaktor III
- Q<sub>2</sub> = Panas produk atas ke penampung
- Q<sub>3</sub> = Panas produk bawah ke heater
- Q<sub>Loss</sub> = Panas yang hilang

Direncanakan :

Suhu bahan masuk dari reaktor III = 80°C

Suhu bahan keluar = 79,45°C (352,45 K)

HCl masih menguap pada suhu 80°C

### Panas bahan masuk (Q<sub>1</sub>)

Panas bahan masuk (Q<sub>1</sub>) dari reaktor III = 1.585.679,597528 kJ/jam

### Panas produk atas (Q<sub>2</sub>)

Produk atas berupa HCl yang menguap.

$$\begin{aligned} Q_2 \text{ HCl} &= m \times C_p \Delta T \text{ HCl} \\ &= 268,739933 \text{ kmol/jam} \times 1.562,382808 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 419.874,650557 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Penentuan Cp

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p = A(T - T_{\text{Ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{Ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{Ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{Ref}}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-0,890	0,447580	-0,0001857	-362 × 10 <sup>-8</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	16,158	0,2823	0,000178	-32176 × 10 <sup>-7</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-8,923	0,5453	-0,000407	14722 × 10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	0,000029906	-17825 × 10 <sup>-8</sup>

### Panas produk bawah (Q<sub>3</sub>)

Komponen	Mol (Kmol/jam)	ΔT (K)	CpΔT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	134,380096	54,45	6.737,461957	905.380,784427
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	20,880238	54,45	6.300,900725	131.564,304007
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	12,082095	54,45	7.095,422501	85.727,571189
H <sub>2</sub> O	14,420327	54,45	1.837,588330	26.498,625343
<b>Total</b>				<b>1.149.171,284966</b>

Jumlah panas bahan keluar (Q<sub>3</sub>) adalah 1.149.171,284966 kJ/jam.

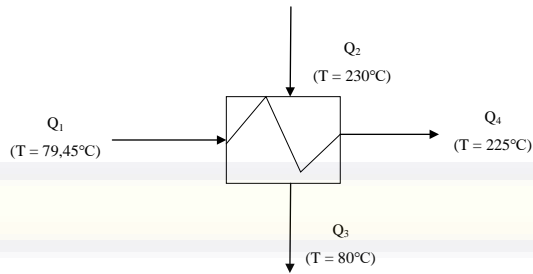
### Panas yang hilang (Q<sub>Loss</sub>)

$$\begin{aligned} Q_{\text{Loss}} &= \text{panas bahan masuk} - \text{panas bahan keluar} \\ &= 1.585.679,597528 - 1.569.045,935523 \\ &= 16.633,662005 \text{ kJ/jam.} \end{aligned}$$

### Neraca Panas Pada Intermediate Tank

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	26.767,508729	26.498,625343
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	915.158,578524	905.380,784427
HCl	424.115,256826	419.874,650557
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	132.985,875356	131.564,304007
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	86.652,378093	85.727,571189
Panas yang hilang		16.633,662005
<b>Total</b>	<b>1.585.679,597528</b>	<b>1.585.679,597528</b>

## 5. HEATER (H-01)



Neraca Panas Total

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{\text{Loss}}$$

Keterangan:

$Q_1$  = Panas bahan masuk dari intermediate tank (IT-01)

$Q_2$  = Panas pemanas masuk (Dowtherm)

$Q_3$  = Panas pemanas keluar (Dowtherm)

$Q_4$  = Panas produk keluar ke flash tank (FT-01)

$Q_{\text{Loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan:

- Suhu bahan masuk = 79,45°C
- Suhu bahan keluar = 225°C (498 K)
- suhu pemanas masuk = 230°C
- Suhu pemanas keluar = 80°C (353 K)

Panas bahan masuk ( $Q_1$ ) dari intermediate tank:

$$Q_1 = 1.569.045,935523 \text{ kJ/jam}$$

**Panas pemanas masuk ( $Q_2$ )**

Pemanas menggunakan dowtherm, dimana  $C_p = 0,3669 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$

(Perry's ed 7, hal 2-176 tab. 2-197)

$$\begin{aligned} Q_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 0,3669 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \times (230 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 75,214500m \text{ kkal/kg} \\ &= 314,697468 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

**Panas pemanas keluar ( $Q_3$ )**

$$\begin{aligned} Q_3 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 0,3669 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \times (80 - 25)^\circ\text{C} \end{aligned}$$



$$= 20,179500 \text{ m kkal/kg}$$

$$= 84,431028 \text{ kJ/kg}$$

### Panas yang hilang ( $Q_{\text{Loss}}$ )

$$Q_{\text{Loss}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}}$$

$$= 4.321.159,308327 - 4.010.713,000180$$

$$= 310.446,308147 \text{ kJ/jam}$$

### Penentuan Cp

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p = A(T - T_{\text{Ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{Ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{Ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{Ref}}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-0,890	0,447580	-0,0001857	-362 × 10 <sup>-8</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	16,158	0,2823	0,000178	-32176 × 10 <sup>-7</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-8,923	0,5453	-0,000407	14722 × 10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	0,000029906	-17825 × 10 <sup>-8</sup>

### Panas keluar ( $Q_3$ )

#### 1. Untuk komponen berubah fase menjadi uap

a. Pada titik didih

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	Cp $\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	134,380096	154	21.183,035055	2.846.578,283663
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	12,082095	172,20	25.511,755429	308.235,461557
H <sub>2</sub> O	14,420327	75	2.535,543940	36.563,373753
<b>Total</b>				<b>3.191.377,118973</b>

b. Pada suhu 225°C

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	Cp $\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	134,380096	46,9	444,081595	59.675,727366
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	12,082095	27,8	-40,252485	-486,334358
H <sub>2</sub> O	14,420327	125	4.194,236788	60.482,267667
<b>Total</b>				<b>121.852,774414</b>

## 2. Untuk komponen yang tidak menguap

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p \Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	20,880238	55	4.524,995824	94.482,987792
<b>Total</b>				<b>94.482,987792</b>

$$\begin{aligned}
 Q_4 &= (3.191.377,118973 + 119.671,660675) - 94.482,987792 \\
 &= 3.371.395,347421 - 96.205,017398 \\
 &= 3.275.190,330022 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Kebutuhan panas (Dowtherm)

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4$$

$$Q_2 - Q_3 = Q_4 - Q_1$$

$$314,697468 - 84,431028m = 3.216.565,791856 + 1.569.045,935523$$

$$230,266440m = 1.647.519,856333 \text{ kg}$$

$$m = 7.154,841393 \text{ kg}$$

Sehingga:

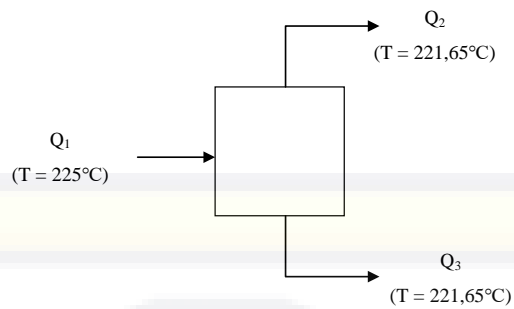
$$\begin{aligned}
 Q_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 7.154,841393 \text{ kg} \times 0,3669 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (230-25)^\circ\text{C} \\
 &= 538.147,817955 \text{ kkal/jam} \times 4,184 \\
 &= 2.251.610,470322 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 7.154,841393 \text{ kg} \times 0,3669 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (80-25)^\circ\text{C} \\
 &= 144.381,121890 \text{ kkal/jam} \times 4,184 \\
 &= 604.090,613989 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Pada Heater

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	26.498,625343	97.045,641420
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	905.380,784427	2.906.254,011029
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	131.564,304007	94.482,987792
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	85.727,571189	307.749,127199
Dowtherm	3.171.988,023361	604.090,613989
Panas yang hilang	-	311.536,926897
<b>Total</b>	<b>4.321.159,308327</b>	<b>4.321.159,308327</b>

## 6. FLASH TANK (FT-01)



Neraca Panas Total:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_{Loss}$$

Keterangan:

$Q_1$  = Panas bahan masuk dari heater (H-01)

$Q_2$  = Panas produk atas ke cooler (C-01)

$Q_3$  = Panas produk bawah ke penampung

$Q_{Loss}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk = 225°C
- Tekanan pada flash tank = 3 atm

**Panas bahan masuk dari heater ( $Q_1$ )**

$$Q_1 = 3.216.565,791856$$

**Penentuan  $C_p$**

$$\int_{T_{ref}}^T C_p = A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{C}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-0,890	0,447580	-0,0001857	-362 × 10 <sup>-8</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH	-158,917 × 10 <sup>3</sup>	2,373500	-0,004828	4 × 10 <sup>-6</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-8,923	0,5453	-0,000407	14722 × 10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	29906 × 10 <sup>-5</sup>	-17825 × 10 <sup>-8</sup>

**Panas produk atas ( $Q_2$ )**

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p \Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	134,380096	47,99	5.889,376635	791.414,997434
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	12,082095	47,99	6.203,126951	74.946,771271
H <sub>2</sub> O	14,420327	47,99	1.618,626474	23.341,123683
<b>Total</b>				<b>889.702,892388</b>

### Panas produk bawah ( $Q_3$ )

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p \Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$C_6H_5COOH$	20,880238	47,99	10.923,516361	228.085,616653
<b>Total</b>				<b>228.085,616653</b>

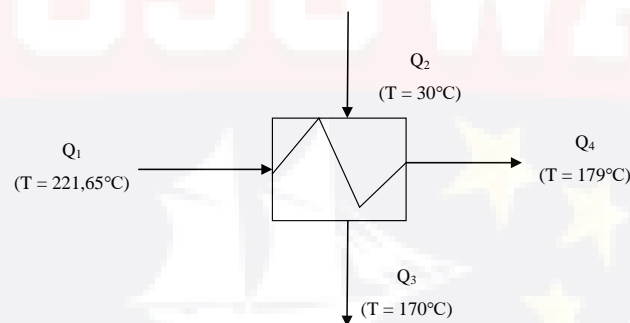
### Panas yang hilang ( $Q_{Loss}$ )

$$\begin{aligned}
 Q_{Loss} &= \text{Panas bahan masuk} - \text{Panas bahan keluar} \\
 &= 3.405.531,767441 - 1.117.788,509041 \\
 &= 2.287.743,258400 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Pada Flash Tank

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$H_2O$	98.814,377481	23.766,534722
$C_6H_5CHO$	2.959.222,863593	805.839,182023
$C_6H_5COOH$	96.205,017398	232.242,663268
$C_6H_5COCl$	313.358,106347	76.312,737378
Panas yang hilang	-	2.329.439,247428
<b>Total</b>	<b>3.467.600,364819</b>	<b>3.467.600,364819</b>

## 7. COOLER



Neraca panas total:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{Loss}$$

Keterangan:

$Q_1$  = Panas bahan masuk dari flash tank (FT-01)

$Q_2$  = Panas air pendingin masuk

$Q_3$  = Panas air pendingin keluar

$Q_4$  = Panas produk keluar ke destilasi (D-01)

$Q_{Loss}$  = Panas yang hilang

Direncanakan:

- Suhu bahan masuk cooler = 221,65°C (494,65 K)
- Suhu bahan keluar cooler = 179°C (423 K)
- Suhu pendingin keluar = 170°C (443 K)
- Suhu referensi = 25°C (298 K)

**Panas bahan masuk cooler (Q<sub>1</sub>)**

$$Q_1 = 889.702,892388 \text{ kJ/jam}$$

**Panas air pendingin masuk (Q<sub>2</sub>)**

$$\begin{aligned} Q_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 168,100367 \text{ kJ/kmol.K} \times 5 \text{ K} \\ &= 840,501835m \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

**Panas air pendingin keluar (Q<sub>3</sub>)**

$$\begin{aligned} Q_3 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 4.934,385153 \text{ kJ/kmol.K} \times 145 \text{ K} \\ &= 715.485,847177m \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

**Penentuan Cp**

$$\int_{T_{ref}}^T C_p = A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{C}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	72,865000	0,704270	-0,001707	17622 × 10 <sup>-6</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	52,817000	0,862630	-0,004817	3493 × 10 <sup>-6</sup>
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	29906 × 10 <sup>-5</sup>	-17825 × 10 <sup>-8</sup>

**Panas produk keluar (Q<sub>4</sub>)**

Komponen	Mol (Kmol/jam)	ΔT (K)	CpΔT (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	134,380096	125	23.474,618701	3.154.521,513918
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	12,082095	125	-12.482,708655	-150.817,276153
H <sub>2</sub> O	14,420327	125	4.245,426453	61.220,439399
<b>Total</b>				<b>3.064.924,677163</b>

$$\begin{aligned} Q_{Loss} &= \text{panas bahan masuk} - \text{panas bahan keluar} \\ &= 887.092,271945 - 842.607,127326 \\ &= 44.485,144619 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas total

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{\text{Loss}}$$

$$Q_2 - Q_3 = (Q_4 + Q_{\text{Loss}}) - Q_1$$

$$840,501835 - 715.485,847177 \text{ m} = (3.064.924,677163 + 44.485,144619) - 889.702,892388$$

$$(-714.645,345342 \text{ m}) = 2.219.706,929394$$

$$\text{m} = (-3,106026)$$

Sehingga:

$$Q_2 = 840,501835 \text{ kJ/kmol} \times (-3,106026) \text{ kmol/jam}$$

$$= -2.610,620443 \text{ kJ/jam}$$

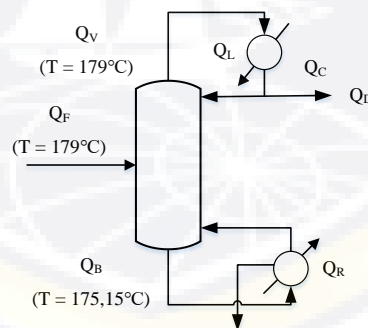
$$Q_3 = 715.485,847177 \text{ kJ/kmol} \times (-3,106026) \text{ kmol/jam}$$

$$= -2.222.317,549837 \text{ kJ/jam}$$

#### Neraca Panas Pada Cooler

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	791.414,997434	3.154.521,513918
H <sub>2</sub> O	23.341,123683	61.220,439399
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	74.946,771271	-150.817,276153
Air pendingin	-2.610,620443	-2.222.317,549837
Panas yang hilang	-	44.485,144619
<b>Total</b>	<b>887.092,271945</b>	<b>887.092,271945</b>

#### 8. DESTILASI (D-01)



Direncanakan:

- Suhu feed masuk destilasi = 179°C (425,93 K)
- Tekanan operasi = 1 atm (760 mmHg)

## Trial suhu dan tekanan pada destilasi

### Menentukan suhu feed

Kondisi bubble point:

$$\text{Trial suhu} = 179^\circ\text{C} (425,93 \text{ K})$$

$$\text{Trial Tekanan} = 760 \text{ mmHg}$$

Komponen	$X_i$	$P_i \text{ sat}$	$K_i$ ( $P_i/P \text{ opr.}$ )	$Y_i$ ( $X_i \cdot K_i$ )	$P_i \cdot X_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$	0,835268	378,46	0,497974	0,415942	316,115707
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl}$	0,075099	1.304,28	1,716158	0,128882	97,949954
$\text{H}_2\text{O}$	0,089633	3.862,29	5,081961	0,455510	346,187310
<b>Jumlah</b>	<b>1,000000</b>			<b>1,000333</b>	<b>760,252970</b>

Keterangan:

$X_i$  = fraksi mol komponen

$P_i \text{ sat}$  = Tekanan Uap

$K$  = Konstanta equilibrium

$Y$  = fraksi mol komponen pada fase uap

Rumus:

$$\ln P_i \text{ Sat} = A - \frac{B}{T + C}$$

$$K = \frac{P_i}{P}$$

Keterangan:

$A, B, C$  = koefisien antoine

$T$  = temperature (K)

$P$  = tekanan proses

Pada kondisi bubble point  $\sum Y_i = \sum K_i X_i = 1$

### Menentukan suhu bottom

Kondisi bubble point:

$$\text{Trial suhu} = 175,15^\circ\text{C}$$

$$\text{Trial P} = 760 \text{ mmHg}$$

Komponen	$X_i$	$P_i \text{ sat}$	$K_i$ ( $P_i/P \text{ opr.}$ )	$Y_i$ ( $X_i \cdot K_i$ )	$P_i \cdot X_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl}$	1,000000	2.157,410000	2,838697	2,838697	2.157,410000

### Menentukan suhu destilat

Kondisi dew point:

$$\text{Trial suhu} = 179^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Trial P} = 760 \text{ mmHg}$$

Pada kondisi dew point  $\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$

Komponen	$X_i$	Pi sat	$K_i$ (Pi/P opr)	$Y_i$ ( $X_i \cdot K_i$ )
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	0,903089	197,170000	0,259434	0,234292
H <sub>2</sub> O	0,096911	2.132,700000	2,806184	0,271949
<b>Jumlah</b>	<b>1,000000</b>		<b>3,065618</b>	<b>0,506241</b>

$$\text{Trial } \theta = 0,30800$$

Komponen	$X_i$	$K_i$ (Pi/P opr)	$\alpha$	$(\alpha \cdot X_i) / (\alpha - \theta)$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	1,000000	1,720000	0,310000	0

Hasil atas destilasi

Komponen	$X_i$	$K_i$ (Pi/P oprs)	$\alpha$	$(\alpha \cdot X_i) / (\alpha - \theta)$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	0,903089	0,500000	2,130000	1,060000
H <sub>2</sub> O	0,096911	5,080000	0,650000	0,180000
<b>Jumlah</b>				<b>1,240000</b>

Dengan menggunakan persamaan pers. 11.7-19 dan 11.7-20. Geankoplis, maka harga refluks minimum adalah:

$$1-q = \sum \frac{\alpha \cdot X_i \cdot X_f}{\alpha - \theta}$$

Umpan masuk kolom pada kondisi cair jenuh,  $q = 1$

$$R_m + 1 = 1,24$$

$$R_m = 0,24$$

Direncanakan refluks rasio:

$$R = 1,5 (R_{\text{mim}})$$

$$= 1,5 \times 0,24$$

$$= 0,36$$

Menghitung kecepatan aliran uap dan liquid:

1. Aliran liquid untuk refluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

Dari neraca massa, nilai  $D = 14.520,202020 \text{ kg/jam}$

$$\text{Maka harga } L_o = 0,36 \times 14.520,202020$$



$$= 5.227,272727 \text{ kg/jam}$$

2. Aliran uap masuk kondensor (V)

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) L_o \\ &= (0,36 + 1) \times 5.227,272727 \text{ kg/jam} \\ &= 7.109,090909 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Aliran liquid masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= L_o + (q.F) \\ &= 5.227,272727 \text{ kg/jam} + (1 \times 1.698,259322 \text{ kg/jam}) \\ &= 6.925,532049 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Aliran uap keluar reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= V + F(q - 1) \\ &= 7.109,090909 \text{ kg/jam} + 1.698,259322 \text{ kg/jam} (1 - 1) \\ &= 7.109,090909 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi uap yang masuk kondensor:

Komposisi tiap yang masuk kondensor =  $(X_D).(V)$

Komposisi	$X_D$	Komponen Uap (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	0,903089	6.420,145165
H <sub>2</sub> O	0,096911	688,945744

Komposisi uap yang masuk refluks:

Komposisi uap yang masuk refluks =  $(X_D).(L_o)$

Komposisi	$X_D$	Komponen Uap (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	0,903089	4.720,694974
H <sub>2</sub> O	0,096911	506,577753

**Penentuan Cp**

$$\int_{T_{ref}}^T C_p = A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	-0,890	0,447580	-0,0001857	$-36205 \times 10^{-8}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	-8,923	0,5453	-0,000407	$14722 \times 10^{-7}$
H <sub>2</sub> O	33,933000	-0,008419	$29906 \times 10^{-5}$	$-17825 \times 10^{-8}$

### Perhitungan neraca panas

1. Panas yang terkandung dalam feed masuk ( $Q_F$ ) pada  $T = 179^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$	134,380096	154	17.241,068305	2.316.856,413487
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl}$	12,082095	154	18.127,799617	219.021,803399
$\text{H}_2\text{O}$	14,420327	154	4.346,173325	62.673,242276
<b>Total</b>				<b>2.598.551,459162</b>

2. Panas yang terkandung dalam produk bottom ( $Q_B$ ) pada  $T = 175,15^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COCl}$	12,082095	150,15	21.768,105858	263.004,330491
<b>Total</b>				<b>263.004,330491</b>

3. Panas yang terkandung dalam destilat ( $Q_D$ ) pada  $T = 179^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$	134,380096	154	14.051,649774	1.888.262,045232
$\text{H}_2\text{O}$	14,420327	154	3.618,278869	52.176,765902
<b>Total</b>				<b>1.940.438,811135</b>

4. Panas yang bahan keluar sebagai refluks ( $Q_L$ ) pada  $T = 179^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$	4.720,694974	154	14.051,649774	66.333.552,469198
$\text{H}_2\text{O}$	506,577753	154	3.618,278869	1.832.939,579223
<b>Total</b>				<b>68.166.492,048421</b>

5. Panas yang dibawa uap kondensor ( $Q_V$ ) pada  $T = 179^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (Kmol/jam)	$\Delta T$ (K)	$C_p\Delta T$ (kJ/kmol.K)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$	6.420,145165	154	14.051,649774	90.213.631,358109
$\text{H}_2\text{O}$	688,945744	154	3.618,278869	2.492.797,827744
<b>Total</b>				<b>92.706.429,185852</b>

Neraca panas disekitar kondensor:

$$Q_V = Q_D + Q_L + Q_C$$

$$Q_C = Q_V - Q_D + Q_L$$

$$= 92.706.429,185852 - (1.940.438,811135 + 68.166.492,048421)$$

$$= 22.599.498,326297 \text{ kJ/jam}$$

### Massa air pendingin yang dibutuhkan:

Asumsi:

- Suhu air pendingin masuk =  $30^\circ\text{C}$

- Suhu air pendingin keluar = 140°C

$$Q_c = m \times C_p$$

$$m = \frac{Q_c}{C_p}$$

$$= \frac{22.599.498,326297 \text{ kJ/jam}}{3.741,05 \text{ kJ/kmol.K}}$$

$$= 6.040,950622 \text{ kmol}$$

$$= 108.829,416930 \text{ kg}$$

Asumsi :

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times (Q_R + Q_F)$$

$$Q_F + Q_R = Q_D + Q_B + Q_c$$

$$Q_R = \frac{(1.940.438,811135 + 263.004,330491 + 22.599.498,326297) - (0,95 \times 2.598.551,459162)}{0,95}$$

$$= 22.204.390,008760 \text{ kJ/jam}$$

$$= 5.306.976,579532 \text{ kkal/jam}$$

### Jumlah kebutuhan dowtherm

Direncanakan:

Suhu dowtherm masuk = 230°C

Suhu dowtherm keluar = 135°C

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

$$= \frac{5.306.976,579532 \text{ kkal/jam}}{0,3669 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 95^\circ\text{C}}$$

$$= 152.256,504125 \text{ kg/jam}$$

### Neraca Panas Pada Destilasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	2.316.856,413487	1.888.262,045232
H <sub>2</sub> O	62.673,242276	52.176,765902
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl	219.021,803399	263.004,330491
Panas sekitar reboiler	22.204.390,008760	-
Panas sekitar kondensor	-	22.599.498,326297
<b>Total</b>	<b>24.802.941,467923</b>	<b>24.802.941,467923</b>

**LAMPIRAN C**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**1. STORAGE LARUTAN TOLUENA (TP-01)**

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan dan penyediaan larutan  $C_6H_5CH_3$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

**Dasar perancangan :**

- Bahan masuk :  $14.826,122913 \text{ kg/jam} \times 2,205 = 32.691,601023 \text{ lb/jam}$
- $\rho$  campuran :  $0,5714 \text{ g/cm}^3 \times 62,428$  (perry's edisi 7, hal 2-95)  
:  $35,671359 \text{ lb/ft}^3$
- Suhu :  $30^\circ\text{C}$

**Direncanakan storage untuk menyimpan bahan selama 6 jam**

**Perhitungan:**

**Menentukan diameter tangki**

$$\begin{aligned} \text{Larutan } C_6H_5CH_3 \text{ yang ditampung} &= \text{bahan masuk} \times \text{lama simpan bahan} \\ &= 32.691,601023 \text{ lb/jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 196.149,606138 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan } C_6H_5CH_3 &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{196.149,606138}{35,671359} \\ &= 5.498,798211 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume larutan  $C_6H_5CH_3$  mengisi 80% dari volume storage, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume storage} &= \frac{\text{volume larutan } C_6H_5CH_3}{80\%} \\ &= \frac{5.498,798211 \text{ ft}^3}{80\%} \\ &= 6.873,497763 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi:

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 \text{ di} \\ \text{Volume storage} &= \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3 \\ 6.873,497763 \text{ ft}^3 &= \frac{3,14}{4} di^2 (1,5 \text{ di}) + 0,0847 di^3 \\ 6.873,497763 \text{ ft}^3 &= 1,262200 di^3 \\ di^3 &= 5.445,648679 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$= 17,5934 \text{ ft}$$

$$= 211,120847 \text{ in}$$

**Menentukan tekanan design (Pi) :**

Volume larutan  $C_6H_5CH_3$  dalam shell = volume larutan – volume tutup atas

$$= 5.498,798211 - 0,0847 (17,5934)^3$$

$$= 5.037,551767 \text{ ft}^3$$

Tinggi liquid dalam shell (H) =  $\frac{\text{volume larutan } C_6H_5CH_3 \text{ dalam shell}}{1/4 \cdot \pi \cdot di^2}$

$$= \frac{5.037,551767}{1/4 \times (3,14) \times (17,5934)^2}$$

$$= \frac{5.037,551767}{242,979371}$$

$$= 20,732426 \text{ ft}$$

Tekanan hidrostatik (pH) =  $\frac{\rho (H-1)}{144}$

$$= \frac{35,671359 (20,732426-1)}{144}$$

$$= 4,888073 \text{ Psi}$$

Tekanan design (Pi) = pH – 14,696 Psi

$$= (4,888073 - 14,696) \text{ Psi}$$

$$= 19,584073 \text{ Psi}$$

Menentukan table silinder:

- Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316  
 f allowable : 18.750 Psi (*Brownell and Young, hal: 254*)  
 Faktor korosi (C) : 1/16 in  
 Type pengelasan : double welded but joint (E = 0,8)  
 Tekanan design (P design) : 19,584073 Psi

$$ts = \frac{P \text{ design} \cdot DI}{(2 \cdot f \cdot E) - (0,6 \cdot P \text{ design})} + C$$

$$ts = \frac{(19,584073 \times 211,120847)}{(2 \times 18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 19,584073)} + \frac{1}{16}$$

$$ts = \frac{4.134,605982}{29.988,249556} + \frac{1}{16}$$

$$ts = 0,200374 \text{ in}$$

Standarisari DO:

$$DO = DI + 2.ts$$

$$DO = 211,120847 \text{ in} + 2(0,200374) \text{ in}$$

$$DO = 211,521595 \text{ in}$$

Dengan penggunaan ke atas maka diharga DO = 215

Dari table 5-7 Brownell and Young hal.90 didapat harga :

$$DO = 215$$

$$icr = 9\frac{3}{8}$$

$$r = 144$$

Menentukan harga di baru:

$$DI = DO - 2.ts$$

$$= 215 \text{ in} - 2(0,200374) \text{ in}$$

$$= 214,599252 \text{ in}$$

$$= 17,883271 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara Ls dengan DI :

$$\text{Volume storage} = \frac{\pi}{4} DI^2 Ls + 0,0847d^3$$

$$6.873,497763 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} (17,883271)^2 Ls + 0,0847(17,883271)^3$$

$$Ls = 13,189056 \text{ ft}$$

$$\frac{Ls}{DI} = \frac{13,189056}{17,883271}$$

$$= 0,737508 < 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk standart dished:

$$tha = \frac{0,885.P \text{ design}.r}{f.E-0,6.Pi} + C$$

$$tha = \frac{(0,885 \times 19,584073 \times 144)}{(18.750 \times 0,8) - 0,6 \times 19,584073} + \frac{1}{16}$$

$$tha = \frac{2.495,794206}{14.988,249556} + \frac{1}{16}$$

$$tha = 0,229017 \text{ in}$$

Menentukan tinggi storage:

$$\text{Tinggi shell} = Ls$$

$$= 13,189056 \text{ ft} \times 12$$

$$= 158,268677 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas berbentuk standart dished:

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 \times DI \\ &= 0,169 \times 214,599252 \\ &= 36,267274 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi storage} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup} \\ &= 158,268677 \text{ in} + 36,267274 \text{ in} \\ &= 194,535950 \text{ in} \end{aligned}$$

**Spesifikasi alat:**

Nama : Storage Toluena ( $C_6H_5CH_3$ )  
Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished  
Dimensi : DI = 214,599252 in; DO = 215 in; ts = 0,200374 in; tha = 0,229017 in; ha = 36,267274 in; tinggi shell = 158,268677 in; dan tinggi storage = 194,535950 in.

Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah : 1 buah

**2. STORAGE KLOORIN (TP-02)**

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan dan penyediaan larutan  $Cl_2$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

**Dasar perancangan :**

- Bahan masuk :  $22.530,946579 \text{ kg/jam} \times 2,205 = 49.680,737208 \text{ lb/jam}$
- $\rho$  campuran :  $0,573 \text{ g/cm}^3$  (*perry's edisi 7, hal 2-96*)  
:  $35,771244 \text{ lb/ft}^3$
- Suhu :  $30^\circ\text{C}$

**Direncanakan storage untuk menyimpan bahan selama 6 jam**

**Perhitungan:**

**Menentukan diameter tangki:**

$$\begin{aligned} \text{Larutan } Cl_2 \text{ yang ditampung} &= \text{bahan masuk} - \text{lama simpan bahan} \\ &= 49.680,737208 \text{ lb/jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 298.084,423246 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan Cl}_2 &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{298.084,423246}{35,771244} \\ &= 8.333,073998 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume larutan Cl<sub>2</sub> mengisi 80% dari volume storage, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume storage} &= \frac{\text{volume larutan C}_6\text{H}_5\text{CH}_3}{80\%} \\ &= \frac{8.333,073998 \text{ ft}^3}{80\%} \\ &= 10.416,342497 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi:

$$L_s = 1,5 \text{ DI}$$

$$\text{Volume storage} = \frac{\pi}{4} d_i^2 L_s + 0,0847 d^3$$

$$10.416,342497 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} d_i^2 (1,5 d_i) + 0,0847 d^3$$

$$10.416,342497 \text{ ft}^3 = 1,262200 d_i^3$$

$$D_i^3 = 8.252,529312 \text{ ft}^3$$

$$= 20,2083 \text{ ft} \times 12$$

$$= 242,499178 \text{ in}$$

**Menentukan tekanan design (Pi) :**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan Cl}_2 \text{ dalam shell} &= \text{volume larutan} - \text{volume tutup atas} \\ &= 8.333,073998 - 0,0847 (20,2083)^3 \\ &= 7.634,084765 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid dalam shell (H)} &= \frac{\text{volume larutan Cl}_2 \text{ dalam shell}}{1/4 \cdot \pi \cdot D_i^2} \\ &= \frac{7.634,084765}{1/4 \times (3,14) \times (20,2083)^2} \\ &= \frac{7.634,084765}{320,573565} \\ &= 23,813831 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\ &= \frac{35,771244 (23,813831-1)}{144} \\ &= 5,667216 \text{ Psi} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan design (P design)} &= P_h - 14,696 \text{ Psi} \\
 &= (5,667216 - 14,696) \text{ Psi} \\
 &= 20,363216 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

**Menentukan table silinder:**

Bahan	: Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
f allowable	: 18.750 Psi ( <i>Brownell and Young, hal: 254</i> )
Faktor korosi (C)	: 1/16 in
Type pengelasan	: Double welded but joint (E = 0,8)
Tekanan design (Pi)	: 20,363216 Psi

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P \text{ design} \cdot DI}{(2 \cdot f \cdot E) - (0,6 \cdot P \text{ design})} + C \\
 ts &= \frac{(20,363216 \times 242,499178)}{(2 \times 18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 20,363216)} + \frac{1}{16} \\
 ts &= \frac{4.938,063177}{29.987,782070} + \frac{1}{16}
 \end{aligned}$$

$$ts = 0,227169 \text{ in}$$

**Standarisari DO:**

$$\begin{aligned}
 DO &= DI + 2 \cdot ts \\
 DO &= 242,499178 \text{ in} + 2(0,227169) \text{ in} \\
 DO &= 242,953517 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dengan penggunaan ke atas maka diharga DO = 245

Dari table 5-7 Brownell and Young hal.90 didapat harga :

$$\begin{aligned}
 DO &= 245 \\
 icr &= 11 \\
 r &= 170
 \end{aligned}$$

**Menentukan harga di baru:**

$$\begin{aligned}
 DI &= DO - 2 \cdot ts \\
 &= 245 \text{ in} - 2(0,227169) \text{ in} \\
 &= 244,545662 \text{ in} \\
 &= 20,378805 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Cek hubungan antara Ls dengan di:

$$\text{Volume storage} = \frac{\pi}{4} DI^2 \cdot Ls + 0,0847 \cdot DI^3$$

$$10.606,188845 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} (20,378805)^2 L_s + 0,0847(20,378805)^3$$

$$L_s = 13,531006 \text{ ft}$$

$$\frac{L_s}{DI} = \frac{13,531006}{20,378805}$$

$$= 0,663974 < 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

Menentukan table tutup atas berbentuk standart dished:

$$t_{ha} = \frac{0,885 \cdot \pi \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot \pi} + C$$

$$t_{ha} = \frac{(0,885 \times 20,398939 \times 170)}{(18.750 \times 0,8) - 0,6 \times 20,398939} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = \frac{2.595,088263}{14.987,782070} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = 0,235647 \text{ in}$$

Menentukan tinggi storage:

$$\text{Tinggi shell} = L_s$$

$$= 13,531006 \text{ ft}$$

$$= 162,372076 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas berbentuk standart dished:

$$h_a = 0,169 \times DI$$

$$= 0,169 \times 244,545662$$

$$= 41,328217 \text{ in}$$

Tinggi storage = tinggi shell + tinggi tutup

$$= 162,372076 \text{ in} + 41,328217 \text{ in}$$

$$= 203,700292 \text{ in}$$

### Spesifikasi alat:

Nama : Storage Klorin ( $\text{Cl}_2$ )

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Dimensi :  $DI = 244,545662 \text{ in}$ ;  $DO = 245 \text{ in}$ ;  $t_s = 0,227169 \text{ in}$ ;  $t_{ha} = 0,235647 \text{ in}$ ;  $h_a = 41,328217 \text{ in}$ ; tinggi shell =  $162,372076 \text{ in}$ ; dan tinggi storage =  $203,700292 \text{ in}$ .

Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah : 1 buah

### 3. POMPA (PC-01)

Fungsi : Untuk mempompa toluena menuju reaktor I

Type : Centrifugal pump

#### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Rate liquid} &= 14.826,122913 \text{ kg/jam} \\ &= 14.826,122913 \times 2,205 \\ &= 32.691,601023 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ liquid} &= 0,5714 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0,5714 \times 62,428 \\ &= 35,671359 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,956 \text{ cP} = 0,0596 \text{ lb/ft.menit} = 0,001 \text{ lb/ft.detik}\end{aligned}$$

#### Perhitungan:

##### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{32.691,601023 \text{ lb/jam}}{35,671359 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 916,466368 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,254574 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,254574^{0,45} \times 35,671359^{0,13} \\ \text{ID optimal} &= 3,353378 \text{ in} \\ \text{Standarisasi ID} &= 4 \text{ in schedule 40 (Petter and Timmerhaus hal.888)}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 4,50 \text{ in} = 0,375000 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,335500 \text{ ft} \\ A &= 82,19 \text{ in}^2 = 0,570764 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,254574 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,570764 \text{ ft}^2}\end{aligned}$$

$$= 0,446023 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{ID \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,335500 \text{ ft} \times 0,446023 \text{ ft/detik} \times 35,671359 \text{ lb/ft}^3}{0,001 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 5.337,891297 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,335500 \text{ ft}}$$

$$= 0,000137 \text{ ft}$$

$$f = 0,006 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 200 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_c = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{ID} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,006 \times \frac{200}{0,335500} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(0,446023)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 30,387004 \times 0,099468$$

$$\Sigma F = 3,022546 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,446023 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.7-28 hal 97})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) \\ &= \left(\frac{0,446023^2}{2 \times 32,2}\right) \\ &= 0,003089 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) \\ &= \left(\frac{32 \times 9,8}{32,2}\right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) \\ &= \left(\frac{0}{35,671359}\right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 3,022546 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,003089 + 9,739130 + 0 + 3,022546 \\ &= 12,764766 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{(12,764766) \times 0,254574 \times 35,671359}{550} \\ &= \frac{115,916843}{550} \\ &= 0,210758 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= Q \\
 &= 0,254574 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 0,254574 \times 448,8 \\
 &= 114,252807 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Maka daya pompa = 58 % (Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\
 &= \frac{0,210758}{0,58} \\
 &= 0,363376 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\eta \text{ motor} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{0,363376}{0,80} \\
 &= 0,454220 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

#### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 4,026 in
Diameter luar	: 4,50 in
Heating Surface	: 0,570764 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 0,5 Hp
Kapasitas	: 115,451223 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

#### 4. POMPA (PC-02)

Fungsi : Untuk mempompa klorin (Cl<sub>2</sub>) menuju reaktor I

Type : Centrifugal pump

#### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Rate liquid} &= 22.530,946579 \text{ kg/jam} \\
 &= 22.530,946579 \times 2,205 \\
 &= 49.680,737208 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ liquid} &= 0,5730 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0,5730 \times 62,428 \\ &= 35,771244 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\mu = 0,897 \text{ cP} = 0,0310 \text{ lb/ft.menit} = 0,000517 \text{ lb/ft.detik}$$

### Perhitungan:

#### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{49.680,737208 \text{ lb/jam}}{35,771244 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.388,845666 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,385790 \text{ ft}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times (0,385790)^{0,45} \times (35,771244)^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 4,044662 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 4 \text{ in schedule 40} \text{ (Petter and Timmerhaus hal.888)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$A = 82,19 \text{ in}^2 = 0,570764 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,385790 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,570764 \text{ ft}^2} \\ &= 0,675920 \text{ ft/detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\text{ID} \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 0,675920 \text{ ft/detik} \times 35,771244 \text{ lb/ft}^3}{0,000517 \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 15.690,291927 \text{ (aliran turbulen)}\end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ &= 0,000151 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}} \\ &= 0,000137 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$f = 0,006 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 200 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$\begin{aligned}K_{ex} &= \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93}) \\ &= (1-0)^2 \\ &= 1\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K_e &= 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93}) \\ &= 0,55 (1-0)^2 \\ &= 0,55\end{aligned}$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,006 \times \frac{200}{0,3355} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(0,675920)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 30,387004 \times 0,228434$$

$$\Sigma F = 6,941413 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,675920 \text{ ft/detik}$$



$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right)$$

$$= \left(\frac{(0,675920)^2}{2 \times 32,2}\right)$$

$$= 0,007094$$

$$W_s = \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right)$$

$$= \left(\frac{32 \times 9,8}{32,2}\right)$$

$$= 9,739130$$

$$W_s = \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right)$$

$$= \left(\frac{0}{35,771244}\right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 6,941413$$

$$W_s = 0,007355 + 9,739130 + 0 + 6,941413$$

$$= 16,687638$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$WHP = \frac{(16,687638) \times 0,385790 \times 35,771244}{550}$$

$$= \frac{230,292818}{550}$$

$$= 0,418714 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 0,385790 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,385790 \times 448,8$$

$$= 173,142760 \text{ gpm}$$

Maka daya pompa = 70 % (Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta_{\text{pompa}}} \\ &= \frac{0,418714}{0,70} \\ &= 0,598163 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$\eta_{\text{motor}} = 80 \%$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}} \\ &= \frac{0,598163}{0,80} \\ &= 0,747704 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

#### Spesifikasi alat

Nama : Pompa  
Type : Centrifugal pump  
Diameter dalam : 4,026 in  
Diameter luar : 4,50 in  
Heating Surface : 0,570764 ft<sup>2</sup>  
Daya pompa : 1 Hp  
Kapasitas : 173,142760 gpm  
Bahan : Carbon Steel  
Jumlah : 1 buah

#### 5. REAKTOR I (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan antara Toluena (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CH<sub>3</sub>) dan klorin (Cl<sub>2</sub>) sehingga terbentuk Benzal klorida dan Hidrogen klorida (HCl).

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

#### Dasar perencanaan:

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada reaktor, yaitu pada suhu 110°C, maka reaktor dilengkapi dengan coil pemanas karena reaksi yang terjadi bersifat eksoterm. Untuk mengontrol kondisi operasi, maka perlu dipasang instrumentasi yang meliputi *pressure control* dan *temperature control*.

Kondisi operasi :  
 Temperatur =  $110^{\circ}\text{C} = 230^{\circ}\text{F}$   
 Tekanan = 1 atm  
 Waktu operasi = 1 jam  
 Fase = liquid  
 Densitas campuran =  $35,771 \text{ lb/ft}^3$   
**Direncanakan :**  
 Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.  
                   f = 18750           *(Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)*  
 Jenis pengelasan : Double welded butt joint.  
                   E = 0,8           *(Brownell & Young, table 13.2 hal, 254)*  
 Faktor korosi (C) :  $1/16 = 0,062500$   
 Bahan masuk :  $37.922,573989 \text{ kg/jam} = 83.619,275645 \text{ lb/jam}$

### 1. Rancangan dimensi reaktor

#### Menentukan volume reaktor

Bahan masuk =  $37.243,775763 \text{ kg/jam} = 82.122,525557 \text{ lb/jam}$

$\rho$  campuran =  $35,771 \text{ lb/ft}^3$

Rate volumetrik =  $\frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$   
                           =  $\frac{82.122,525557 \text{ lb/jam}}{35,771 \text{ lb/ft}^3}$   
                           =  $2.295,785009 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Volume liquid = Rate volumetrik  $\times$  waktu operasi  
                           =  $2.295,785009 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$   
                           =  $2.295,785009 \text{ ft}^3$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid serta volume coil dan pengaduk L 10 % volume liquid.

Volume ruang kosong =  $20\% \times \text{Volume liquid}$   
                                   =  $20\% \times 2.295,785009 \text{ ft}^3/\text{jam}$   
                                   =  $459,157002 \text{ ft}^3$

Volume coil dan pengaduk =  $10\% \times \text{Volume liquid}$   
                                   =  $10\% \times 2.295,785009 \text{ ft}^3/\text{jam}$   
                                   =  $229,578501 \text{ ft}^3$

$$\begin{aligned}
\text{Jadi, volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{coil dan pengaduk}} \\
&= (2.295,785009 + 459,157002 + 229,578501) \text{ ft}^3 \\
&= 2.984,520512 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

### Menentukan dimensi vessel

#### a. Menghitung diameter vessel

$$\text{Diasumsikan} : L_s = 1,5 \text{ di}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60} + \frac{\pi \cdot DI^2}{4} (L_s) + \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60}$$

$$2.984,520512 \text{ ft}^3 = \frac{(3,14)DI^3}{24 (1,7321)} + \frac{(3,14)DI^2}{4} (1,5 \text{ di}) + \frac{(3,14)DI^3}{24 (1,7321)}$$

$$2.984,520512 \text{ ft}^3 = 0,075535 DI + 1,177500 DI^3 + 0,075535 DI^3$$

$$2.984,520512 \text{ ft}^3 = 1,328569 DI^3$$

$$DI^3 = 2.246,417344 \text{ ft}^3$$

$$DI = (2.246,417344 \text{ ft}^3)^{1/3}$$

$$= 13,096748 \text{ ft} = 157,160980 \text{ in}$$

#### b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 2.295,785009 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60}$$

$$= 2.295,785009 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (13,096748 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)}$$

$$= 2.295,785009 \text{ ft}^3 - 169,682044 \text{ ft}$$

$$= 2.126,102965 \text{ ft}$$

#### c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$H_{\text{liquid dalam shell}} = \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times DI^2}$$

$$= \frac{2.126,102965 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (13,096748 \text{ ft})^2}$$

$$= 15,790202 \text{ ft}$$

d. Menentukan P design (Pi)

$$P \text{ design} = P \text{ operasi} + P_h$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$P_h = \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\ = \frac{35,771 \times (15,790202-1)}{144}$$

$$= 3,674030 \text{ Psia}$$

$$P \text{ design} = 14,696 \text{ psi} + 3,674030 \text{ Psia}$$

$$= 18,370030 \text{ psia}$$

e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$t_s = \frac{P_{\text{design}} \cdot DI}{2(f \cdot E - 0,6 P_{\text{design}})} + C$$

$$t_s = \frac{18,370030 \times 157,160980}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 18,370030)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{2.887,051889}{30.017,770030} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0,158678 \text{ in}$$

Standarisasi DO

$$DO = d_i + 2 \cdot t_s \\ = 158,110033 \text{ in} + 2(0,159384 \text{ in}) \\ = 158,428800 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi DO} = 180 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 5-7, hal. 91})$$

$$DI = DO - 2 \cdot t_s \\ DI = 180 \text{ in} - 2(0,158678 \text{ in})$$

$$DO = 179,682644 \text{ in} \\ = 14,973554 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara Ls dengan DI :

$$\text{Volume total} = \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60} + \frac{\pi \cdot DI^2}{4} (Ls) + 0,0847 \cdot DI^3$$

$$2.984,520512 \text{ ft}^3 = \frac{(3,14) \times (13,096748 \text{ ft})^3}{24 \cdot \tan 60} + \frac{(3,14) \times (13,096748 \text{ ft})^2}{4} (Ls) + 0,0847 \cdot (13,096748 \text{ ft})^3$$

$$2.984,520512 \text{ ft}^3 = 253,582976 \text{ ft}^3 + 176,002738 Ls + 284,353160 \text{ ft}^3$$

$$L_s = \frac{(2.984,520512 \text{ ft}^3) - (253,582976 \text{ ft}^3 + 284,353160 \text{ ft}^3)}{176,002738}$$

$$L_s = 13,900831 \text{ ft} = 166,809976 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{DI} = \frac{13,900831 \text{ ft}}{14,973554 \text{ ft}}$$

$$= 0,928359 \text{ ft}$$

### Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebentuk standart dushed

$$r = 170 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$icr = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$sf = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$th_a = \frac{0,885 \times P_{\text{design}} \times DI}{f.E - 0,1 \cdot P_{\text{design}}} + C$$

$$th_a = \frac{0,885 \times 18,370030 \text{ Psia} \times 179,681233 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 18,370030 \text{ Psia})} + \frac{1}{16}$$

$$th_a = \frac{2.921,186346}{114.998,162997} + \frac{1}{6}$$

$$th_a = 0,257270 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas (ha) :

$$a = \frac{DI}{2}$$

$$= \frac{179,682644}{2}$$

$$= 89,841322 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (89,841322 - 9/16) \text{ in}$$

$$= 89,278822 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (170 - 9/16) \text{ in}$$

$$= 169,437500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2}$$

$$\begin{aligned}
&= \sqrt{(169,437500)^2 + (89,278822)^2} \\
&= 144,008189 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= (170 - 144,008189) \text{ in} \\
&= 25,991811 \text{ in} \\
ha &= tha + b + sf \\
&= (0,257270 + 25,991811 + 2,0) \text{ in} \\
ha &= 28,249081 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

$$DO = 160 \text{ in}$$

$$DI = 179,682644 \text{ in}$$

$$L_s = 166,809976 \text{ in}$$

$$t_s = 0,158678$$

$$tha = 0,257270 \text{ in}$$

$$ha = 28,249081 \text{ in}$$

$$thb = 0,257270 \text{ in}$$

$$hb = 28,249081 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi reaktor} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
&= hb + L_s + ha \\
&= (28,249081 + 166,809976 + 28,249081) \text{ in} \\
&= 223,308139 \text{ in}
\end{aligned}$$

## 2. Perhitungan pengaduk

### Perencanaan pengaduk:

Jenis pengaduk : Axial turbin 6 blandes sudut 45°

(G.G. Brown, hal.507)

Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Dari G.G. Brown, hal. 507 diperoleh data-data sebagai berikut:

$$Dt/Di = 2,4 - 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

Keterangan:

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 3,0$$

$$Di = Dt/3,0$$

$$\begin{aligned} Di &= (179,682644 \text{ in}) / (3,0) \\ &= 59,894215 \text{ in} \\ &= 4,991185 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 0,9$$

$$Zi = 0,9 (Di)$$

$$\begin{aligned} Zi &= 0,9 \times (59,894215 \text{ in}) \\ &= 53,904793 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/Di = 1/4 \quad (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144})$$

$$\begin{aligned} L &= 1/4 (Di) \\ &= 0,25 (59,894215 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$L = 14,973554 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$W/Di = 0,17$$

$$\begin{aligned} W &= 0,17 (Di) \\ &= 0,17 (59,894215 \text{ in}) \\ &= 10,182016 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal blades

$$J/Dt = 1/12 \quad (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144})$$

$$\begin{aligned} J &= Dt/12 \\ &= (179,682644 \text{ in}) / (12) \\ &= 14,973554 \text{ in} \end{aligned}$$



f. Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H_{\text{liquid}}}{2 \times D_i^2}$$

$$= \frac{15,790202}{2 \times (4,991185 \text{ ft})^2}$$

$$= 0,316921 = 1 \text{ buah}$$

**Perhitungan daya pengaduk**

$$P = \frac{\Phi \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_i^5}{g_c}$$

Keterangan:

P = daya pengaduk

$\Phi$  = power number

$\rho$  = densitas bahan (35,771 lb/ft<sup>3</sup>)

$D_i$  = diameter impeller (59,894215 in = 4,991185 ft)

$g_c$  = 32,2 lb.ft/dt<sup>2</sup>.lbf

n = putaran pengaduk (150 rpm = 2,5 rps)

Menghitung bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Grankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144})$$

Dengan  $\mu$  bahan = 0,0596 lb/ft.menit

$$N_{Re} = \frac{(4,991185 \text{ ft})^2 \times 150 \times 35,771 \text{ lb/ft}^3}{0,0596 \text{ lb/ft.menit}}$$

$$= \frac{133.668,660803}{0,0596}$$

$$= 2.242.762,765151 \text{ (turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ).

Dari G.G. Brown fig. 4.77 hal. 507, diperoleh  $\Phi = 0,7$

$$P = \frac{(0,7) \times (35,771 \text{ lb/ft}^3) \times (2,5)^3 \times (4,991185 \text{ ft})^5}{32,3 \text{ lb.ft/dt}^2 \cdot \text{lbf}}$$

$$= \frac{1.211.901,403347}{32,3}$$

$$= 37.636,689545 \text{ lb.ft/dt}$$

$$= \frac{37.636,689545 \text{ lb.ft/dt}}{550}$$

$$= 68,430345 \approx 69 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,15) P + P \\ &= (0,25) \times (69 \text{ Hp}) + 69 \text{ Hp} \\ &= 86,250000 \text{ Hp} \approx 87 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Perhitungan poros pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^2}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16-1 hal. 465})$$

Keterangan:

$$T = \text{momen punter (lb.in)} = \frac{63.025 \cdot H}{N}$$

H = daya motor pada poros (69 Hp)

N = putaran pengaduk (150 rpm)

Sehingga,

$$\begin{aligned} T &= \frac{(63.025) \times (69)}{150} \\ &= 28.991,5 \text{ lb/in} \end{aligned}$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal. 457, untuk bahan Hot Rollend Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20%, dengan batas = 36.000 lb/in<sup>3</sup>.

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$\begin{aligned} S &= 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2 \\ &= 7.200 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{16 \times 28.991,5 \text{ lb/in}}{3,14 \times 7.200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/2} \\ &= 4,529646 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Panjang poros

$$L = h + l + Z_i$$

Keterangan :

L = Panjang poros (ft)

$Z_i$  = jarak impeller dari dasar tangki = 53,904793 in = 4,492066 ft

l = Panjang poros diatas bejana tangki = 14,973554 in = 1,247796 ft

h = tinggi silinder ( $L_s$ ) + tinggi tutup atas ( $h_a$ )

$$= (166,809976 + 28,249081) \text{ in}$$

$$= 195,059058 \text{ in} = 16,254921 \text{ ft}$$

Jadi, panjang poros pengaduk:

$$L = (h + l) - Z_i$$

$$= (195,059058 \text{ in} + 14,973554 \text{ in}) - 53,904793 \text{ in}$$

$$= 156,127818 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type : axial turbin 6 blades sudut 45° agle

$D_i$  : diameter impeller = 59,894215 in = 4,991185 ft

$Z_i$  : tinggi impeller dari dasar bejana = 53,904793 in = 4,492066 ft

W : lebar impeller = 10,182016 in

L : Panjang impeller = 14,973554 in

J : tebal blades = 14,973554 in

n : jumlah pengaduk = 1 buah

### Perhitungan Coil Pemanas

Dalam reaktor, reaksi terjadi adalah reaksi eksotermis dan beroperasi pada suhu 110°C, maka reaktor dilengkapi dengan coil pemanas dengan dowtherm sebagai media pemanas:

#### Dasar perencanaan:

- Kebutuhan pemanas dalam reaktor

$$\text{Bahan masuk} = 37.243,775763 \text{ kg/jam} = 82.122,525557 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan (Q)} = 2.474.307,586995 \text{ kJ/jam}$$

$$= 591.373,706261 \text{ kkal/jam}$$

$$= 9.813.103,890023 \text{ Btu/jam}$$

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

$$m = \frac{591.373,706261 \text{ kkal/jam}}{0,3669 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \times 140^\circ\text{C}}$$

$$= 11.512,940588 \text{ kg/jam} \times 2,205$$

$$= 25.386,033997 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = \text{suhu bahan masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_2 = \text{suhu bahan keluar} = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$t_1 = \text{suhu dowtherm masuk} = 230^\circ\text{C} = 446^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{suhu dowtherm keluar} = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 21,7205 \text{ psig}$$

Menggunakan coil pemanas dengan bentuk spiral

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

(Brownell & Young, tabel 13.1 hal. 251)

Perhitungan:

a. Menentukan  $\Delta T_{\text{LMTD}}$ :

$$\Delta t_1 = (446 - 302)^\circ\text{F} = 144^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = (194 - 86)^\circ\text{F} = 108^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \\ &= \frac{(144 - 108)^\circ\text{F}}{\ln \frac{144^\circ\text{F}}{108^\circ\text{F}}} \\ &= \frac{36^\circ\text{F}}{0,287682} \\ &= 125,138142^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Menentukan suhu kalorik:

$$T_c = \frac{1}{2} (T_1 - T_2)$$

$$= \frac{1}{2} (446 - 194)$$

$$= 320^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{1}{2} (t_1 - t_2)$$

$$= \frac{1}{2} (302 - 86)$$

$$= 194^\circ\text{F}$$

- c. Ukuran pipa yang digunakan 3 in IPS Sch. 40, dengan ukuran:

(Kern, tabel 11 hal. 844)

$$DO = 3,500 \text{ in} = 0,291667 \text{ ft}$$

$$DI = 3,068 \text{ in} = 0,255667 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 7,38 \text{ in}^2 = 0,051250 \text{ ft}^2$$

### Evaluasi Rd

- Liquid panas (Dowtherm)

1.  $a_p = 7,38 \text{ in}^2 = 0,051250 \text{ ft}^2$

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{m}{a_p} \\ &= \frac{25.386,033997 \text{ lb/jam}}{0,051250 \text{ ft}^2} \\ &= 495.337,248728 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{d_i \times G_p}{\mu} \\ &= \frac{(3,068/12) \times 495.337,248728 \text{ lb/jam.ft}^2}{4,2732 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 29.636,156337 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

2.  $J_H = 1400$  (fig. 20-2 Kern hal.718)

$$h_o = J_H \cdot \frac{k}{D_i} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Keterangan:

$$\left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$c_p = 0,367 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,4 \text{ Btu/J.ft}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 1400 \times \frac{0,4}{0,255667} \left( \frac{0,367 \times 4,2732}{0,4} \right)^{1/3} \\ &= 1400 \times 1,564537 \times 1,306887 \\ &= 2.862,542581 \text{ Btu/j.ft}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{d_i}{d_o} \\ &= 2.862,542581 \times \frac{3,068}{3,500} \\ &= 2.509,223040 \text{ Btu/j.ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

- Liquid dingin (Bahan)

1. Diasumsikan  $h_o = 120$

$$\begin{aligned} 2. t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} + (T_c - t_c) \\ &= 194 + \frac{2.509,223040}{2.509,223040 + 120} + (320 - 194) \\ &= 194 + 0,954359 + 126 \end{aligned}$$

$$= 320,954359^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} 3. t_f &= \frac{1}{2} (t_w + T_c) \\ &= \frac{1}{2} (320,954359^\circ\text{F} + 320^\circ\text{F}) \\ &= 320,477180^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \Delta t &= t_w + t_c \\ &= 320,954359^\circ\text{F} + 194^\circ\text{F} \\ &= 126,954359^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5. \frac{\Delta t}{d_o} &= \frac{126,954359}{3,500} \\ &= 36,272674 \end{aligned}$$

6. Cek trial  $h_o$

(Dari fig. 10.4 Kern hal 216)

$$h_o = 120$$

7. Tahanan panas pipa dalam keadaan bersih

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{2.509,223040 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F} \times 120}{2.509,223040 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F} + 120} \\ &= \frac{301.106,764800}{2.629,223040} \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F} \\ &= 114,523097 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

8. Tahanan panas pipa dalam keadaan kotor

$$R_d \text{ ditetapkan} = 0,004$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_d} &= R_d + \frac{1}{U_c} \\ &= 0,004 + \frac{1}{114,523097 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F}} \\ &= 78,543100 \text{ Btu/j.ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

9. Luas permukaan perpindahan panas:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta t_{LMTD}} \\ &= \frac{9.813.103,890023}{78,543100 \times 126,954359} \\ &= 998,409383 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Menghitung Panjang lilitan

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a} \\ &= \frac{998,409383 \text{ ft}^2}{(0,917 \text{ ft}^2/\text{ft})} \\ &= 1.088,777953 \text{ ft} \end{aligned}$$

11. Menghitung jumlah lilitan coil

$$n_c = \frac{L}{d_c \times \pi}$$

Keterangan:

$$d_c = 0,65 \times DI$$

DI = diameter tangki

Sehingga,

$$d_c = 0,65 \times 14,973554 \text{ ft}$$

$$= 9,732810 \text{ ft}$$

$$= 116,793718 \text{ in}$$

$$n_c = \frac{1.088,777953}{116,793718 \times 3,14}$$

$$= 35,626358 \approx 36 \text{ buah}$$

12. Menghitung tinggi lilitan coil

$$L_c = [(n_c - 1)(D_o + \text{jarak 2 coil}) + D_o]$$

Keterangan:

Diambil jarak 2 coil = 1 in

$$L_c = [(36 - 1)(3,500 + 1) + 3,500]$$

$$= 161 \text{ in} = 13,416667 \text{ ft}$$

13. Menghitung tinggi liquid dalam silinder (L<sub>l</sub>)

$$\text{Volume liquid} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$2.295,785009 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot \tan 60} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} (L_{ls})$$

$$2.295,785009 \text{ ft}^3 = \frac{(3,14)(4,991185)^3}{24 (1,7322)} + \frac{(3,14)(4,991185)^2}{4} (L_{ls})$$

$$2.295,785009 \text{ ft}^3 = 9,391420 + 97,606905 (L_{ls})$$

$$2.295,785009 \text{ ft}^3 = 106,998325 (L_{ls})$$

$$L_{ls} = \frac{2.295,785009}{106,998325}$$

$$= 21,456271 \text{ ft}$$

Karena  $L_c$  (13,416667 ft) <  $L_{ls}$  (21,456271 ft), jadi perhitungan coil pemanas sudah memadai.

### Spesifikasi Reaktor I

#### 1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
- DI (diameter dalam) = 179,682644 in
- DO (diameter luar) = 180 in
- $t_s$  (tebal silinder) = 0,158678 in
- $L_s$  (tinggi silinder) = 166,809976 in
- $t_{ha}$  (tebal tutup atas) = 0,257270 in
- $h_a$  (tinggi tutup atas) = 28,249081 in
- $t_{hb}$  (tebal tutup bawah) = 0,257270 in
- $h_b$  (tinggi tutup bawah) = 28,249081 in
- Tinggi tangki = 223,308139 in

#### 2. Dimensi pengaduk

- Jenis pengaduk = Axial turbin 6 blades sudut  $45^\circ$
- Bahan impeller = Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
- Diameter impeller = 59,894215 in
- Tinggi impeller = 53,904793 in
- Panjang impeller = 14,973554 in
- Tebal blades = 14,973554 in
- Daya pengaduk = 87 Hp
- Diameter poros = 4,529646 in
- Panjang poros = 156,127818 in
- Jumlah pengaduk = 1 buah

#### 3. Coil pemanas



- Bahan konstruksi = High Alloy Steel 240 Grade M Type 316
- Panjang coil = 1.088,777953 ft
- Jumlah lilitan = 36 lilitan
- Diameter coil = 116,793718 in
- Tinggi coil = 161 in = 13,416667 ft

## 6. POMPA (PC-03)

Fungsi : Untuk memompa bahan menuju reaktor II

Type : Centrifugal pump

### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Rate liquid} &= 28.021,759468 \text{ kg/jam} \\ &= 28.021,759468 \times 2,205 \\ &= 61.787,979627 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{liquid}} &= 0,5730 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0,5730 \times 62,428 \\ &= 35,771244 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu = 0,897 \text{ cP} = 0,0310 \text{ lb/ft.menit} = 0,000517 \text{ lb/ft.detik}$$

### Perhitungan:

#### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho_{\text{liquid}}} \\ &= \frac{61.787,979627 \text{ lb/jam}}{35,771244 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.727,308662 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,479808 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times (0,479808)^{0,45} \times (35,771244)^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 4,461741 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 4 \text{ in schedule 40} \quad (\text{Geankoplis, App A.5, hal 892})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 82,19 \text{ in}^2 = 0,570764 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,479808 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,570764 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,840642 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{ID \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 0,840642 \text{ ft/detik} \times 35,771244 \text{ lb/ft}^3}{0,000517 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 19.514,030838 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}}$$

$$= 0,000137 \text{ ft}$$

$$f = 0,006 \quad (\text{Geankoplis,fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 200 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma$ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left( 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left( 4 \times 0,006 \times \frac{200}{0,3355} + 1 + 0,55 + 14,53 \right) \times \frac{(0,840642)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 30,387004 \times 0,353339$$

$$\Sigma F = 10,736922 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,840642 \text{ ft/detik}$$

$$\left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) + \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) \\ &= \left( \frac{(0,840642)^2}{2 \times 32,2} \right) \\ &= 0,010973 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) \\ &= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) \\ &= \left( \frac{0}{35,771244} \right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 10,736922 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,010973 + 9,739130 + 0 + 10,736922 \\ &= 20,487026 \end{aligned}$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{(20,487026) \times 0,479808 \times 35,771244}{550} \\ &= \frac{351,625544}{550} \\ &= 0,639319 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= Q \\ &= 0,479808 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0,479808 \times 448,8 \\ &= 215,337813 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Maka daya pompa = 70 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\ &= \frac{0,639319}{0,70} \\ &= 0,913313 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$\eta$  motor = 80 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{0,913313}{0,80} \\ &= 1,141641 \text{ Hp} \approx 1,2 \end{aligned}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 4,026 in
Diameter luar	: 4,50 in
Heating Surface	: 0,570764 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 1,2 Hp
Kapasitas	: 215,337813 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

## 7. REAKTOR II (R-02)

Fungsi : untuk mereaksikan sisa klorin dan toluena dari reaktor I

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead dilengkapi pengaduk type turbulen impeller with 6 flat blades at 45°.

Kondisi operasi :

Temperatur = 110°C = 230°F

Tekanan = 1 atm

Waktu operasi = 1 jam

Fase = liquid-liquid

Densitas campuran = 35,771 lb/ft<sup>3</sup>

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainlees Steel SA 240 Grade M Type 316.

$f$  = 18750 (Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$E$  = 0,8 (Brownell & Young, table 13.2 hal, 254)

Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,062500

Bahan masuk : 28.021,759468 kg/jam = 61.787,979627 lb/jam

### 1. Rancangan dimensi reaktor

#### Menentukan volume reaktor

Bahan masuk = 28.021,759468 kg/jam = 61.787,979627 lb/jam

$\rho$  campuran = 35,771 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{61.787,979627 \text{ lb/jam}}{35,771 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.727,320445 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu operasi} \\ &= 1.727,320445 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 1.727,320445 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid serta volume coil dan pengaduk L 10 % volume liquid.

$$\begin{aligned}\text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times \text{Volume liquid} \\ &= 20\% \times 1.727,320445 \text{ ft}^3 \\ &= 345,464089 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume coil dan pengaduk} &= 10\% \times \text{Volume liquid} \\
 &= 10\% \times 1.727,320445 \text{ ft}^3 \\
 &= 172,732044 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi, volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{coil dan pengaduk}} \\
 &= (1.727,320445 + 345,464089 + 172,732044) \text{ ft}^3 \\
 &= 2.245,516578 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### Menentukan dimensi vessel

#### a. Menghitung diameter vessel

$$\text{Diasumsikan} \quad : L_s = 1,5 \text{ DI}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$2.245,516578 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{(3,14) \text{ DI}^2}{4} (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$2.245,516578 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + 1,177500 \text{ DI}^3 + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$2.245,516578 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ DI}^3$$

$$\text{DI}^3 = 1.667,173939 \text{ ft}^3$$

$$\text{DI} = \sqrt[3]{1.667,173939}$$

$$= 11,857514 \text{ ft} = 142,290165 \text{ in}$$

#### b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 1.727,320445 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot \text{DI}^3}{24 \cdot \tan 60}$$

$$= 1.727,320445 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (11,857514 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)}$$

$$= 1.727,320445 \text{ ft}^3 - 125,929175 \text{ ft}$$

$$= 1.601,391270 \text{ ft}$$

#### c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$H_{\text{liquid dalam shell}} = \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times \text{DI}^2}$$

$$= \frac{1.601,391270 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (11,857514 \text{ ft})^2}$$

$$= 14,509102 \text{ ft}$$

d. Menentukan P design

$$P \text{ design} = P \text{ operasi} + P_h$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$P_h = \frac{\rho \times (H-1)}{144}$$

$$= \frac{35,771 \times (14,509102 - 1)}{144}$$

$$= 3,355792 \text{ psia}$$

$$P \text{ design} = 14,696 \text{ psi} + 3,355792 \text{ psia}$$

$$= 18,051792 \text{ psia}$$

e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$t_s = \frac{P_{\text{design}} \cdot DI}{2(f \cdot E - 0,6 P_{\text{design}})} + C$$

$$t_s = \frac{18,051792 \times 142,290165}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 18,051792)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{2.568,592494}{30.017,514292} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0,148070 \text{ in}$$

Standarisasi DO

$$DO = DI + 2 \cdot t_s$$

$$= (142,290165 \text{ in}) + 2(0,148070 \text{ in})$$

$$= 142,586305 \text{ in}$$

Standarisasi DO = 144 in (*Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91*)

$$DI = DO - 2 \cdot t_s$$

$$DI = 144 \text{ in} - 2(0,148070 \text{ in})$$

$$DI = 143,703860 \text{ in}$$

$$= 11,975322 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara  $L_s$  dengan  $d_i$  :

$$\text{Volume total} = 0,0847 \cdot DI^3 + \frac{\pi \cdot DI^2}{4} (L_s) + 0,0847 \cdot DI^3$$

$$2.245,516578 \text{ ft}^3 = 0,0847 \cdot (11,975322 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (11,975322 \text{ ft})^2}{4} (L_s) + 0,0847 \cdot (11,975322 \text{ ft})^3$$

$$2.245,516578 \text{ ft}^3 = 145,460466 \text{ ft}^3 + 112,575538 L_s + 145,460466 \text{ ft}^3$$

$$L_s = \frac{(2.245,516578 \text{ ft}^3) - (145,460466 \text{ ft}^3 + 145,460466 \text{ ft}^3)}{112,575538}$$

$$L_s = 17,362525 \text{ ft} = 208,350305 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{DI} = \frac{17,362525 \text{ ft}}{11,975322 \text{ ft}}$$

$$= 1,449859 \text{ ft}$$

### Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebntuk standart dished

$$r = 132 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$icr = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$sf = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$th_a = \frac{0,885 \times P_{design} \times DI}{f.E - 0,1 \cdot P_{design}} + C$$

$$th_a = \frac{0,885 \times 18,051792 \text{ psia} \times 142,290165 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 18,051792 \text{ psia})} + \frac{1}{16}$$

$$th_a = \frac{2.295,789315}{14.998,194821} + \frac{1}{16}$$

$$th_a = 0,215571 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas (ha) :

$$a = \frac{d_i}{2}$$

$$= \frac{142,290165}{2}$$

$$= 71,851930 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (71,851930 - 9/16) \text{ in}$$

$$= 71,289430 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (132 - 9/16) \text{ in}$$

$$= 131,437500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2}$$

$$= \sqrt{(131,437500)^2 + (71,289430)^2}$$

$$= 110,424787 \text{ in}$$



$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= (132 - 110,424787) \text{ in} \\
 &= 21,575213 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ha &= tha + b + sf \\
 &= (0,215571 + 21,575213 + 2,0) \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha = 23,790784 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

$$DO = 144 \text{ in}$$

$$DI = 143,703860 \text{ in}$$

$$L_s = 208,350305 \text{ in}$$

$$t_s = 0,148070 \text{ in}$$

$$tha = 0,215571 \text{ in}$$

$$ha = 23,790784 \text{ in}$$

$$thb = 0,215571 \text{ in}$$

$$hb = 23,790784 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi reaktor} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
 &= hb + L_s + ha \\
 &= (23,790784 + 208,350305 + 23,790784) \text{ in} \\
 &= 255,931873 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## 2. Perhitungan pengaduk

Perencanaan pengaduk:

Jenis pengaduk : Axial turbin 6 blandes sudut 45°

(G.G. Brown, hal.507)

Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Dari G.G. Brown, hal. 507 diperoleh data-data sebagai berikut:

$$Dt/Di = 2,4 - 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

Keterangan:

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 3,0$$

$$Di = Dt/3,0$$

$$\begin{aligned} Di &= (143,703860 \text{ in}) / (3,0) \\ &= 47,901287 \text{ in} \\ &= 3,991774 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 0,9$$

$$Zi = 0,9 (Di)$$

$$\begin{aligned} Zi &= 0,9 \times (47,901287 \text{ in}) \\ &= 43,111158 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/Di = 1/4 \quad (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144})$$

$$\begin{aligned} L &= 1/4 (Di) \\ &= 0,25 (47,901287 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$L = 11,975322 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$W/Di = 0,17$$

$$\begin{aligned} W &= 0,17 (Di) \\ &= 0,17 (47,901287 \text{ in}) \\ &= 8,143219 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal blades

$$J/Dt = 1/12 \quad (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144})$$

$$\begin{aligned} J &= Dt/12 \\ &= (143,703860 \text{ in})/(12) \\ &= 11,975322 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H_{\text{liquida}}}{2 \times D_i^2}$$

$$= \frac{14,509102}{2 \times (3,991774 \text{ ft})^2}$$

$$= 0,455280 = 1 \text{ buah}$$

### Perhitungan daya pengaduk

$$P = \frac{\Phi \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_i^5}{gc}$$

Keterangan:

- P = daya pengaduk
- $\Phi$  = power number
- $\rho$  = densitas bahan (35,771 lb/ft<sup>3</sup>)
- $D_i$  = diameter impeller (47,901287 in = 3,991774 ft)
- gc = 32,2 lb.ft/dt<sup>2</sup>.lbf
- n = putaran pengaduk (150 rpm = 2,5 rps)

(Perry, edisi 6 hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Grankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144})$$

Dengan  $\mu$  bahan = 0,0596 lb/ft.menit

$$N_{Re} = \frac{(3,991774 \text{ ft})^2 \times 150 \times 35,771 \text{ lb/ft}^3}{0,0596 \text{ lb/ft.menit}}$$

$$= \frac{85.497,655691}{0,0596}$$

$$= 1.434.524,424342 \text{ (turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ).

Dari G.G. Brown fig. 4.77 hal. 507, diperoleh  $\Phi = 0,7$

$$P = \frac{(0,7) \times (35,771 \text{ lb/ft}^3) \times (2,5)^3 \times (3,991774 \text{ ft})^5}{32,3 \text{ lb.ft/dt}^2 \cdot \text{lbf}}$$

$$= \frac{396.532,522503}{32,3}$$

$$= 12.314,674612 \text{ lb.ft/dt}$$

$$P = \frac{12.314,674612 \text{ lb.ft/dt}}{550}$$

$$= 22,390317 \approx 23 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,15) P + P \\ &= (0,25) \times (23 \text{ Hp}) + 23 \text{ Hp} \\ &= 28,750000 \text{ Hp} \approx 29 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Perhitungan poros pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^2}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16-1 hal. 465})$$

Keterangan:

$$T = \text{momen punter (lb.in)} = \frac{63.025 \cdot H}{N}$$

H = daya motor pada poros (69 Hp)

N = putaran pengaduk (150 rpm)

Sehingga,

$$\begin{aligned} T &= \frac{(63.025) \times (29)}{150} \\ &= 12.184,833333 \text{ lb/in} \end{aligned}$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal. 457, untuk bahan Hot Rollend Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20%, dengan batas = 36.000 lb/in<sup>3</sup>.

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$\begin{aligned} S &= 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2 \\ &= 7.200 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{16 \times 12.184,833333 \text{ lb/in}}{3,14 \times 7.200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/2} \\ &= 2,936559 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Panjang poros

$$L = h + l + Z_i$$

Keterangan :

L = Panjang poros (ft)

$Z_i$  = jarak impeller dari dasar tangki = 43,111158 in = 3,592597 ft

l = Panjang poros diatas bejana tangki = 11,975322 in = 0,997943 ft

h = tinggi silinder ( $L_s$ ) + tinggi tutup atas ( $h_a$ )

$$= (208,350305 + 23,790784) \text{ in}$$

$$= 232,141089 \text{ in} = 19,345091 \text{ ft}$$

Jadi, panjang poros pengaduk:

$$L = (h + l) - Z_i$$

$$= (232,141089 \text{ in} + 11,975322 \text{ in}) - 43,111158 \text{ in}$$

$$= 201,005253 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type : axial turbin 6 blades sudut 45° aple

$D_i$  : diameter impeller = 47,901287 in = 3,991774 ft

$Z_i$  : tinggi impeller dari dasar bejana = 43,111158 in = 3,592597 ft

W : lebar impeller = 8,143219 in

L : Panjang impeller = 11,975322 in

J : tebal blades = 11,975322 in

n : jumlah pengaduk = 1 buah

daya : 29 Hp

Diameter poros : 2,936559 in

Panjang poros : 201,005253 in

## 8. POMPA (PC-04)

Fungsi : Untuk mempompa bahan menuju reaktor III

Type : Centrifugal pump

**Dasar perhitungan:**

Rate liquid = 25.716,255394 kg/jam

$$= 25.716,255394 \text{ kg/jam} \times 2,205$$

$$= 56.704,343144 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ liquid} &= 0,5730 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0,5730 \times 62,428 \\ &= 35,771244 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\mu = 0,956 \text{ cP} = 0,0596 \text{ lb/ft.menit} = 0,001 \text{ lb/ft.detik}$$

### Perhitungan:

#### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{56.704,343144 \text{ lb/jam}}{35,771244 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.585,193491 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,440332 \text{ ft}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times (0,440332)^{0,45} \times (35,771244)^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 4,292645 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 4 \text{ in schedule 40} \quad (\text{Geankoplis, App A.5, hal 892})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$A = 82,19 \text{ in}^2 = 0,570764 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,440332 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,570764 \text{ ft}^2} \\ &= 0,771478 \text{ ft/detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{\text{Re}} &= \frac{\text{ID} \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 0,771478 \text{ ft/detik} \times 35,771244 \text{ lb/ft}^3}{0,001 \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 9.258,696739 \text{ (aliran turbulen)}\end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{\text{Re}} > 2100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (Geankoplis hal 88)

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ &= 0,000151 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}} \\ &= 0,000137 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$f = 0,006 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 200 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$\begin{aligned}K_{ex} &= \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93}) \\ &= (1-0)^2 \\ &= 1\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K_c &= 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93}) \\ &= 0,55 (1-0)^2 \\ &= 0,55\end{aligned}$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,006 \times \frac{200}{0,3355} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(0,771478)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 30,387004 \times 0,297589$$

$$\Sigma F = 9,042832 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,771478 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}
 W_s &= \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) \\
 &= \left( \frac{(0,771478)^2}{2 \times 32,2} \right) \\
 &= 0,009242
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) \\
 &= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right) \\
 &= 9,739130
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) \\
 &= \left( \frac{0}{35,771244} \right) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \Sigma F \\
 &= 9,042832
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= 0,009242 + 9,739130 + 0 + 9,042832 \\
 &= 18,791205
 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned}
 \text{WHP} &= \frac{(18,791205) \times 0,440332 \times 35,771244}{550} \\
 &= \frac{295,984143}{550} \\
 &= 0,538153 \text{ Hp} \approx 0,6 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= Q \\
 &= 0,440332 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 0,440332 \times 448,8 \\
 &= 197,620789 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Maka daya pompa = 70 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\
 &= \frac{0,6}{0,70} \\
 &= 0,857143 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$



$$\eta_{\text{motor}} = 80 \% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, fig 14-37 hal 520})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}} \\ &= \frac{0,857143}{0,80} \end{aligned}$$

$$= 1,071429 \text{ Hp} \approx 1,1 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 4,026 in
Diameter luar	: 4,50 in
Heating Surface	: 0,088194 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 1,1 Hp
Kapasitas	: 197,620789 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

## 9. REAKTOR III (R-03)

Fungsi : untuk mereaksikan  $\text{C}_6\text{H}_5\text{CHCl}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead dilengkapi pengaduk type turbulen impeller with 6 flat blades at 45°.

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) :  $1/16 = 0,062500$

Bahan masuk :  $28.564,377008 \text{ kg/jam} = 62.984,451303 \text{ lb/jam}$

### 1. Rancangan dimensi reaktor

#### Menentukan volume reaktor

Bahan masuk =  $28.564,377008 \text{ kg/jam} = 62.984,451303 \text{ lb/jam}$

$\rho$  campuran =  $0,598000 \text{ g/cm}^3 = 37,331944 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{62.984,451303 \text{ lb/jam}}{37,331944 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.687,146303 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu operasi} \\ &= 1.687,146303 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 1.687,146303 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid serta volume coil dan pengaduk 10 % volume liquid.

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times \text{Volume liquid} \\ &= 20\% \times 1.687,146303 \text{ ft}^3 \\ &= 337,429261 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume coil dan pengaduk} &= 10\% \times \text{Volume liquid} \\ &= 10\% \times 1.687,146303 \text{ ft}^3 \\ &= 168,714630 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{coil dan pengaduk}} \\ &= (1.687,146303 + 337,429261 + 168,714630) \text{ ft}^3 \\ &= 2.193,290194 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

### Menentukan dimensi vessel

#### a. Menghitung diameter vessel

$$\text{Diasumsikan} : L_s = 1,5 \text{ DI}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$2.193,290194 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{(3,14) \text{di}^2}{4} (1,5 \text{ DI}) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$2.193,290194 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + 1,177500 \text{ DI}^3 + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$2.193,290194 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ DI}^3$$

$$\text{DI}^3 = 1.628,398689 \text{ ft}^3$$

$$\text{DI} = \sqrt[3]{1.628,398689}$$

$$= 11,764864 \text{ ft} = 141,178369 \text{ in}$$

b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid dalam shell}} &= V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}} \\
 &= 1.687,146303 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60} \\
 &= 1.687,146303 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (11,764864 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)} \\
 &= 1.687,146303 \text{ ft}^3 - 123,000305 \text{ ft} \\
 &= 1.564,145998 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
 H_{\text{liquid dalam shell}} &= \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times DI^2} \\
 &= \frac{1.564,145998 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (11,764864 \text{ ft})^2} \\
 &= 14,395734 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan P design

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_h \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi} \\
 P_h &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\
 &= \frac{37,331944 \times (14,395734 - 1)}{144} \\
 &= 3,472839 \text{ psia} \\
 P_{\text{design}} &= 14,696 \text{ psi} + 3,472839 \text{ psia} \\
 &= 18,168839 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{\text{design}} \cdot DI}{2(f \cdot E - 0,6 P_{\text{design}})} + C \\
 t_s &= \frac{18,168839 \times 143,704097}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 18,168839)} + \frac{1}{16} \\
 t_s &= \frac{2.565,047021}{30.017,631339} + \frac{1}{16} \\
 t_s &= 0,147952 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi DO

$$\begin{aligned}
 DO &= DI + 2 \cdot t_s \\
 &= (141,178369 \text{ in}) + 2(0,147952 \text{ in}) \\
 &= 141,474272 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi DO} = 144 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 5-7, hal. 91})$$

$$\text{DI} = \text{DO} - 2.t_s$$

$$\text{DI} = 144 \text{ in} - 2(0,147952 \text{ in})$$

$$\text{DI} = 143,704097 \text{ in}$$

$$= 11,975341 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara Ls dengan DI :

$$\text{Volume total} = 0,0847 \cdot \text{DI}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}^2}{4} (\text{Ls}) + 0,0847 \cdot \text{DI}^3$$

$$2.193,290194 \text{ ft}^3 = 0,0847 \cdot (11,764864 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (11,764864 \text{ ft})^2}{4} (\text{Ls}) + 0,0847 \cdot (11,764864 \text{ ft})^3$$

$$2.193,290194 \text{ ft}^3 = 145,461185 \text{ ft}^3 + 112,575910 \text{ Ls} + 145,461185 \text{ ft}^3$$

$$\text{Ls} = \frac{(2.193,290194 \text{ ft}^3) - (145,461185 \text{ ft}^3 + 145,461185 \text{ ft}^3)}{112,575910}$$

$$\text{Ls} = 16,898534 \text{ ft} = 202,782407 \text{ in}$$

$$\frac{\text{Ls}}{\text{DI}} = \frac{16,898534 \text{ ft}}{11,764864 \text{ ft}}$$

$$= 1,411111 \text{ ft}$$

### Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebntuk standart dushed

$$r = 132 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$\text{icr} = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$\text{sf} = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$\text{tha} = \frac{0,885 \times P_{design} \times \text{DI}}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_{design}} + C$$

$$\text{tha} = \frac{0,885 \times 18,168839 \text{ Psia} \times 143,704097 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 18,168839 \text{ Psia})} + \frac{1}{16}$$

$$\text{tha} = \frac{2.310,678858}{14.998,183116} + \frac{1}{16}$$

$$\text{tha} = 0,216564 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas (ha) :

$$a = \frac{\text{DI}}{2}$$

$$= \frac{143,704097}{2}$$

$$= 71,852048 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= (71,852048 - 9/16) \text{ in} \\
 &= 71,289548 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= (132 - 9/16) \text{ in} \\
 &= 131,437500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(131,437500)^2 + (71,289548)^2} \\
 &= 110,424710 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= (132 - 110,424710) \text{ in} \\
 &= 21,575290 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ha &= tha + b + sf \\
 &= (0,216564 + 21,575290 + 2,0) \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha = 23,791853 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

$$DO = 144 \text{ in}$$

$$DI = 143,704097 \text{ in}$$

$$L_s = 202,782407 \text{ in}$$

$$t_s = 0,147952 \text{ in}$$

$$tha = 0,216564 \text{ in}$$

$$ha = 23,791853 \text{ in}$$

$$thb = 0,216564 \text{ in}$$

$$hb = 23,791853 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi reaktor} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
 &= hb + L_s + ha \\
 &= (23,791853 + 202,782407 + 23,791853) \text{ in} \\
 &= 250,366114 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### 3. Perhitungan pengaduk

Perencanaan pengaduk:

Jenis pengaduk : Axial turbin 6 blades sudut 45°

(G.G. Brown, hal.507)

Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Dari G.G. Brown, hal. 507 diperoleh data-data sebagai berikut:

$$Dt/Di = 2,4 - 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

Keterangan:

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 3,0$$

$$Di = Dt/3,0$$

$$\begin{aligned} Di &= (143,704097 \text{ in}) / (3,0) \\ &= 47,901366 \text{ in} \\ &= 3,991780 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 0,9$$

$$Zi = 0,9 (Di)$$

$$\begin{aligned} Zi &= 0,9 \times (47,901366 \text{ in}) \\ &= 43,111229 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/Di = 1/4$$

(Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144)

$$L = 1/4 (Di)$$

$$= 0,25 (47,901366 \text{ in})$$

$$L = 11,975341 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$\begin{aligned}W/D_i &= 0,17 \\W &= 0,17 (D_i) \\&= 0,17 (47,901366 \text{ in}) \\&= 8,143232 \text{ in}\end{aligned}$$

e. Menentukan tebal blades

$$\begin{aligned}J/D_t &= 1/12 && \text{(Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144)} \\J &= D_t/12 \\&= (143,704097 \text{ in})/(12) \\&= 11,975341 \text{ in}\end{aligned}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}n &= \frac{H_{\text{liquid}}}{2 \times D_i^2} \\&= \frac{14,395734}{2 \times (3,991780 \text{ ft})^2} \\&= 0,451721 = 1 \text{ buah}\end{aligned}$$

**Perhitungan daya pengaduk**

$$P = \frac{\Phi \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_i^5}{g_c}$$

Keterangan:

- P = daya pengaduk
- $\Phi$  = power number
- $\rho$  = densitas bahan (37,331944 lb/ft<sup>3</sup>)
- D<sub>i</sub> = diameter impeller (47,901366 in = 3,991780 ft)
- g<sub>c</sub> = 32,2 lb.ft/dt<sup>2</sup>.lbf
- n = putaran pengaduk (150 rpm = 2,5 rps)

(Perry, edisi 6 hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold (N<sub>Re</sub>)

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Grankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144)}$$

Dengan  $\mu$  bahan = 0,0596 lb/ft.menit

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{(3,991780 \text{ ft})^2 \times 150 \times 37,331944 \text{ lb/ft}^3}{0,0596 \text{ lb/ft.menit}} \\
 &= \frac{89.228,822724}{0,0596} \\
 &= 1.497.127,898047 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ).

Dari G.G. Brown fig. 4.77 hal. 507, diperoleh  $\Phi = 0,7$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{(0,7) \times (37,331944 \text{ lb/ft}^3) \times (2,5)^3 \times (3,991780 \text{ ft})^5}{32,3 \text{ lb.ft/dt}^2 \cdot \text{lb}} \\
 &= \frac{413.839,477233}{32,3} \\
 &= 12.852,157678 \text{ lb.ft/dt} \\
 P &= \frac{12.852,157678 \text{ lb.ft/dt}}{550} \\
 &= 23,367559 \approx 24 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,15) P + P \\
 &= (0,25) \times (24 \text{ Hp}) + 24 \text{ Hp} \\
 &= 30,000000 \text{ Hp} \approx 30 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan poros pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^2}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16-1 hal. 465})$$

Keterangan:

$$T = \text{momen punter (lb.in)} = \frac{63.025 \cdot H}{N}$$

H = daya motor pada poros (30 Hp)

N = putaran pengaduk (150 rpm)

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 T &= \frac{(63.025) \times (30)}{150} \\
 &= 12.605,000000 \text{ lb/in}
 \end{aligned}$$



Dari Hesse, tabel 16-1 hal. 457, untuk bahan Hot Rollend Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20%, dengan batas = 36.000 lb/in<sup>3</sup>.

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$S = 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2$$

$$= 7.200 \text{ lb/in}^2$$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{16 \times 12.605,000000 \text{ lb/in}}{3,14 \times 7.200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/2} \\ &= 2,986760 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Panjang poros

$$L = h + l + Z_i$$

Keterangan :

L = Panjang poros (ft)

Z<sub>i</sub> = jarak impeller dari dasar tangki = 43,111229 in = 3,592602 ft

l = Panjang poros diatas bejana tangki = 11,975341 in = 0,997945 ft

h = tinggi silinder (L<sub>s</sub>) + tinggi tutup atas (h<sub>a</sub>)

$$= (202,782407 + 23,791853) \text{ in}$$

$$= 226,574260 \text{ in} = 18,881188 \text{ ft}$$

Jadi, panjang poros pengaduk:

$$L = (h + l) - Z_i$$

$$= (226,574260 \text{ in} + 11,975341 \text{ in}) - 43,111229 \text{ in}$$

$$= 195,438373 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type : axial turbin 6 blades sudut 45° agle

D<sub>i</sub> : diameter impeller = 47,901366 in = 3,991780 ft

Z<sub>i</sub> : tinggi impeller dari dasar bejana = 43,111229 in = 3,592602 ft

W : lebar impeller = 8,143232 in

L : Panjang impeller = 11,975341 in

J : tebal blades = 11,975341 in

n : jumlah pengaduk = 1 buah

daya : 30 Hp

Diameter poros : 2,986760 in  
Panjang poros : 195,438373 in

## 10. POMPA (PC-05)

Fungsi : Untuk memompa bahan menuju reaktor III

Type : Centrifugal pump

### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Rate liquid} &= 28.564,377008 \text{ kg/jam} \\ &= 28.564,377008 \times 2,205 \\ &= 62.984,451303 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ liquid} &= 1,0460 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1,0460 \times 62,428 \\ &= 65,299688 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,956 \text{ cP} = 0,0596 \text{ lb/ft.menit} = 0,001 \text{ lb/ft.detik}\end{aligned}$$

### Perhitungan:

#### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{62.984,451303 \text{ lb/jam}}{65,299688 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 964,544445 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,267929 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times (0,267929)^{0,45} \times (35,771244)^{0,13} \\ \text{ID optimal} &= 3,712034 \text{ in} \\ \text{Standarisasi ID} &= 3,8 \text{ in schedule 40} \quad (\text{Geankoplis, App A.5, hal 892})\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 4,50 \text{ in} = 0,375 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} \\ A &= 82,19 \text{ in}^2 = 0,570764 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,267929 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,570764 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,469422 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 0,469422 \text{ ft/detik} \times 65,299688 \text{ lb/ft}^3}{0,001 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 10.284,114083 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,3355 \text{ ft}}$$

$$= 0,000137 \text{ ft}$$

$$f = 0,006 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 200 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma$ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left( 4 \times f \times \frac{AL}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left( 4 \times 0,006 \times \frac{200}{0,3355} + 1 + 0,55 + 14,53 \right) \times \frac{(0,469422)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 30,387004 \times 0,110178$$

$$\Sigma F = 3,347992 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,469422 \text{ ft/detik}$$

$$\left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) + \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) \\ &= \left( \frac{(0,469422)^2}{2 \times 32,2} \right) \\ &= 0,003422 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) \\ &= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) \\ &= \left( \frac{0}{35,771244} \right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 3,347992 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,003422 + 9,739130 + 0 + 3,347992 \\ &= 13,090544 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\text{WHP} = \frac{(13,090544) \times 0,267929 \times 65,299688}{550}$$

$$= \frac{229,027982}{550}$$

$$= 0,416415 \text{ Hp} \approx 0,4 \text{ Hp}$$

Kapasitas = Q  
 = 0,267929 ft<sup>3</sup>/detik  
 = 0,267929 × 448,8  
 = 120,139369 gpm

Maka daya pompa = 70 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{0,4}{0,70}$$

$$= 0,571429 \text{ Hp}$$

$\eta$  motor = 80 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

Daya motor =  $\frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$

$$= \frac{0,571429}{0,80}$$

$$= 0,714286 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama : Pompa  
 Type : Centrifugal pump  
 Diameter dalam : 4,026 in  
 Diameter luar : 4,50 in  
 Heating Surface : 0,570764 ft<sup>2</sup>  
 Daya pompa : 1 Hp  
 Kapasitas : 120,246541 gpm  
 Bahan : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 buah

## 11. INTERMEDIATE TANK (IT-01)

Fungsi : Untuk penampungan hasil reaksi dari reaktor III.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead dilengkapi pengaduk type turbulen impeller with 6 flat blades at 45°.

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.  
f = 18.750 (Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)  
Jenis pengelasan : Double welded butt joint.  
E = 0,8 (Brownell & Young, table 13.2 hal, 254)  
Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,062500  
Bahan masuk : 28.564,377008 kg/jam = 62.984,451303 lb/jam

### 1. Rancangan dimensi intermediate tank

#### Menentukan volume intermediate tank

Bahan masuk = 28.564,377008 kg/jam = 62.984,451303 lb/jam

$\rho$  campuran = 1,046000 g/cm<sup>3</sup> = 65,299688 lb/ft<sup>3</sup>

Rate volumetrik =  $\frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$   
=  $\frac{62.984,451303 \text{ lb/jam}}{65,299688 \text{ lb/ft}^3}$   
= 964,544445 ft<sup>3</sup>/jam

Volume liquid = Rate volumetrik × waktu operasi  
= 964,544445 ft<sup>3</sup>/jam × 1 jam  
= 964,544445 ft<sup>3</sup>

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid serta volume pengaduk : 5 % volume liquid.

Volume ruang kosong = 20% × Volume liquid  
= 20% × 964,544445 ft<sup>3</sup>  
= 192,908889 ft<sup>3</sup>

Volume coil dan pengaduk = 5% × Volume liquid  
= 10% × 964,544445 ft<sup>3</sup>  
= 48,227222 ft<sup>3</sup>

Jadi, volume total = V<sub>liquid</sub> + V<sub>ruang kosong</sub> + V<sub>pengaduk</sub>  
= (964,544445 + 192,908889 + 48,227222) ft<sup>3</sup>  
= 1.205,680556 ft<sup>3</sup>

## 2. Menentukan dimensi vessel

### a. Menghitung diameter vessel

$$\text{Diasumsikan} \quad : L_s = 1,5 \text{ di}$$

$$\text{Volume total} \quad = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} \quad = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$1.205,680556 \text{ ft}^3 \quad = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{(3,14) \text{ di}^2}{4} (1,5 \text{ DI}) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$1.205,680556 \text{ ft}^3 \quad = 0,0847 \text{ DI}^3 + 1,177500 \text{ DI}^3 + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$1.205,680556 \text{ ft}^3 \quad = 1,346900 \text{ di}^3$$

$$\text{DI}^3 \quad = 895,152243 \text{ ft}^3$$

$$\text{DI} \quad = \sqrt[3]{895,152243}$$

$$= 9,637528 \text{ ft} \quad = 115,650331 \text{ in}$$

### b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} \quad = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 964,544445 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot \text{DI}^3}{24 \cdot \tan 60}$$

$$= 964,544445 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (9,637528 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)}$$

$$= 964,544445 \text{ ft}^3 - 67,614890 \text{ ft}$$

$$= 896,929554 \text{ ft}$$

### c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$H_{\text{liquid dalam shell}} \quad = \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times \text{DI}^2}$$

$$= \frac{896,929554 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (9,637528 \text{ ft})^2}$$

$$= 12,301481 \text{ ft}$$

### d. Menentukan P design

$$P_{\text{design}} \quad = P_{\text{operasi}} + P_h$$

$$P_{\text{operasi}} \quad = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$P_h \quad = \frac{\rho \times (H-1)}{144}$$

$$= \frac{65,299688 \times (12,301481 - 1)}{144}$$

$$= 5,124883 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 14,696 \text{ psi} + 5,124883 \text{ psia} \\
 &= 19,820883 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{\text{design}} \cdot DI}{2(f \cdot E - 0,6 P_{\text{design}})} + C \\
 t_s &= \frac{19,820883 \times 115,650331}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 19,820883)} + \frac{1}{16} \\
 t_s &= \frac{2.292,291720}{30.019,283383} + \frac{1}{16} \\
 t_s &= 0,138861 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi DO

$$\begin{aligned}
 DO &= DI + 2 \cdot t_s \\
 &= (115,650331 \text{ in}) + 2(0,138861 \text{ in}) \\
 &= 115,928053 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi DO = 126 in (*Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91*)

$$\begin{aligned}
 DI &= DO - 2 \cdot t_s \\
 DI &= 126 \text{ in} - 2(0,138861 \text{ in}) \\
 DI &= 125,722278 \text{ in} \\
 &= 10,476857 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Cek hubungan antara  $L_s$  dengan  $d_i$  :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= 0,0847 \cdot DI^3 + \frac{\pi \cdot DI^2}{4} (L_s) + 0,0847 \cdot DI^3 \\
 1.205,680556 \text{ ft}^3 &= 0,0847 \cdot (10,476857 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (10,476857 \text{ ft})^2}{4} (L_s) + \\
 &\quad 0,0847 \cdot (10,476857 \text{ ft})^3 \\
 1.205,680556 \text{ ft}^3 &= 97,403912 \text{ ft}^3 + 86,165150 L_s + 97,403912 \text{ ft}^3 \\
 L_s &= \frac{(1.205,680556 \text{ ft}^3) - (97,401162 \text{ ft}^3 + 97,403912 \text{ ft}^3)}{86,165150} \\
 L_s &= 11,731805 \text{ ft} = 140,781658 \text{ in} \\
 \frac{L_s}{DI} &= \frac{11,731805 \text{ ft}}{10,476857 \text{ ft}} \\
 &= 1,119783 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebentuk standart dushed

$$r = 120 \text{ in} \quad (\textit{Brownell & Young tabel 5.7 hal. 90})$$



$$\text{icr} = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$\text{sf} = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$\text{tha} = \frac{0,885 \times P_{\text{design}} \times DI}{f.E - 0,1 \cdot P_{\text{design}}} + C$$

$$\text{tha} = \frac{0,885 \times 19,820883 \text{ psia} \times 125,722278 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 19,820883 \text{ psia})} + \frac{1}{16}$$

$$\text{tha} = \frac{2.205,355051}{14.998,017912} + \frac{1}{16}$$

$$\text{tha} = 0,147043 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas (ha) :

$$\begin{aligned} a &= \frac{DI}{2} \\ &= \frac{125,722278}{2} \\ &= 62,861139 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - \text{icr} \\ &= (62,861139 - 9/16) \text{ in} \\ &= 62,298639 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - \text{icr} \\ &= (120 - 9/16) \text{ in} \\ &= 119,437500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\ &= \sqrt{(119,437500)^2 + (62,298639)^2} \\ &= 101,902875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= (120 - 101,902875) \text{ in} \\ &= 18,097125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ha} &= \text{tha} + b + \text{sf} \\ &= (0,209543 + 18,097125 + 2,0) \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{ha} = 20,306668 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi intermediate tank sebagai berikut:

$$DO = 126 \text{ in}$$

$$DI = 125,722278 \text{ in}$$

$$L_s = 140,781658 \text{ in}$$

$$t_s = 0,138861 \text{ in}$$

$$tha = 0,209543 \text{ in}$$

$$ha = 20,306668 \text{ in}$$

$$thb = 0,209543 \text{ in}$$

$$hb = 20,306668 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\ &= hb + L_s + ha \\ &= (20,306668 + 140,781658 + 20,306668) \text{ in} \\ &= 181,394994 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 4. Perhitungan pengaduk

Perencanaan pengaduk:

Jenis pengaduk : Axial turbin 6 blandes sudut  $45^\circ$

*(G.G. Brown, hal.507)*

Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Dari G.G. Brown, hal. 507 diperoleh data-data sebagai berikut:

$$Dt/Di = 2,4 - 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

Keterangan:

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$\begin{aligned}
 D_t/D_i &= 3,0 \\
 D_i &= D_t/3,0 \\
 D_i &= (125,722278 \text{ in}) / (3,0) \\
 &= 41,907426 \text{ in} \\
 &= 3,492286 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned}
 Z_i/D_i &= 0,9 \\
 Z_i &= 0,9 (D_i) \\
 Z_i &= 0,9 \times (41,907426 \text{ in}) \\
 &= 37,716684 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$\begin{aligned}
 L/D_i &= 1/4 && (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144}) \\
 L &= 1/4 (D_i) \\
 &= 0,25 (41,907426 \text{ in})
 \end{aligned}$$

$$L = 10,476857 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$\begin{aligned}
 W/D_i &= 0,17 \\
 W &= 0,17 (D_i) \\
 &= 0,17 (41,907426 \text{ in}) \\
 &= 7,124262 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal blades

$$\begin{aligned}
 J/D_t &= 1/12 && (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144}) \\
 J &= D_t/12 \\
 &= (125,722278 \text{ in})/(12) \\
 &= 10,476857 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{H_{\text{liquid}}}{2 \times D_i^2} \\
 &= \frac{12,301481}{2 \times (3,492286 \text{ ft})^2} \\
 &= 0,504322 = 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan daya pengaduk

$$P = \frac{\Phi \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_i^5}{g_c}$$

Keterangan:

P = daya pengaduk

$\Phi$  = power number

$\rho$  = densitas bahan ( lb/ft<sup>3</sup>)

$D_i$  = diameter impeller (41,907426 in = 3,492286 ft)

$g_c$  = 32,2 lb.ft/dt<sup>2</sup>.lbf

n = putaran pengaduk (150 rpm = 2,5 rps)

(Perry, edisi 6 hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Grankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144})$$

Dengan  $\mu$  bahan = 0,0596 lb/ft.menit

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{(3,492286 \text{ ft})^2 \times 150 \times 65,299688 \text{ lb/ft}^3}{0,0596 \text{ lb/ft.menit}} \\ &= \frac{119.459,818227}{0,0596} \\ &= 2.004.359,366228 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ).

Dari G.G. Brown fig. 4.77 hal. 507, diperoleh  $\Phi = 0,7$

$$\begin{aligned} P &= \frac{(0,7) \times (62,299688 \text{ lb/ft}^3) \times (2,5)^3 \times (3,492286 \text{ ft})^5}{32,3 \text{ lb.ft/dt}^2 \cdot \text{lbf}} \\ &= \frac{371.003,393860}{32,3} \\ &= 11.521,844530 \text{ lb.ft/dt} \\ P &= \frac{11.521,844530 \text{ lb.ft/dt}}{550} \\ &= 20,948808 \approx 21 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,15) P + P \\ &= (0,25) \times (21 \text{ Hp}) + 21 \text{ Hp} \\ &= 26,250000 \text{ Hp} \approx 26 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Perhitungan poros pengaduk

#### 1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^2}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16-1 hal. 465})$$

Keterangan:

$$T = \text{momen punter (lb.in)} = \frac{63.025 \cdot H}{N}$$

H = daya motor pada poros (26 Hp)

N = putaran pengaduk (150 rpm)

Sehingga,

$$\begin{aligned} T &= \frac{(63.025) \times (26)}{150} \\ &= 10.924,333333 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal. 457, untuk bahan Hot Rollend Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20%, dengan batas = 36.000 lb/in<sup>3</sup>.

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$\begin{aligned} S &= 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2 \\ &= 7.200 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{16 \times 10.924,333333 \text{ lb.in}}{3,14 \times 7.200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/2} \\ &= 2,780522 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 2. Panjang poros

$$L = h + I + Z_i$$

Keterangan :

L = Panjang poros (ft)

Z<sub>i</sub> = jarak impeller dari dasar tangki = 37,716684 in = 3,143057 ft

I = Panjang poros diatas bejana tangki = 10,476857 in = 0,873071 ft

h = tinggi silinder (L<sub>s</sub>) + tinggi tutup atas (h<sub>a</sub>)

$$= (140,781658 + 20,306668) \text{ in}$$

$$= 161,088326 \text{ in} = 13,424027 \text{ ft}$$

Jadi, panjang poros pengaduk:

$$L = (h + l) - Z_i$$

$$= (161,088326 \text{ in} + 10,476857 \text{ in}) - 37,716684 \text{ in}$$

$$= 133,848499 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type	: axial turbin 6 blades sudut 45° agle
D <sub>i</sub>	: diameter impeller = 41,907426 in = 3,492286 ft
Z <sub>i</sub>	: tinggi impeller dari dasar bejana = 37,716684 in = 3,143057 ft
W	: lebar impeller = 7,124262 in
L	: Panjang impeller = 10,476857 in
J	: tebal blades = 10,476857 in
n	: jumlah pengaduk = 1 buah
daya	: 26 Hp
Diameter poros	: 2,780522 in
Panjang poros	: 133,848499 in

## 12. KOMPRESOR (KP-01)

Fungsi : Untuk tekanan aliran dari 1 atm menjadi 5 atm menuju tangki penampung.

Type : Centrifugal compressor

Dasar perhitungan :

$$\text{Bahan masuk} = 9.798,526683 \text{ kg/jam}$$

$$= 9.798,526683 \text{ kg/jam} / 36,461$$

$$= 268,739933 \text{ kmol}$$

Untuk menghitung power kompresor digunakan persamaan:

$$-W = \frac{Z.R.T_{in}}{M} \left[ \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (\text{Pers. 3.31 hal 83, Coulson})$$

$$\text{Power Kompresor} = \frac{\text{Politropik Work}}{E_p} \quad (\text{Coulson, hal 85})$$

Keterangan:

$$W = \text{Power politropik kompresor (kJ/kmol)}$$

Z = Faktor kompresibilitas (0,99) (Coulson, vol 6. Hal 82)

R = Konstanta gas ideal (8,314 kJ/kmol-K).

T<sub>in</sub> = Suhu gas masuk kompresor (K) (352,45 K)

M = Berat molekul gas, (kg/kmol) BM HCl = 36,461 kg/kmol

P<sub>in</sub> = Tekanan gas masuk (atm)

P<sub>out</sub> = Tekanan gas keluar (atm)

E<sub>p</sub> = Efisiensi politropik

a. Menghitung T<sub>mean</sub> dan P<sub>mean</sub>

$$\begin{aligned}T_{\text{mean}} &= \frac{T_{\text{in}} + T_{\text{out}}}{2} \\ &= \frac{352,45 + 352,45}{2} \\ &= 352,45 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{mean}} &= \frac{P_{\text{in}} \cdot P_{\text{out}}}{2} \quad (\text{Coulson, hal 92}) \\ &= \frac{1 \times 5}{2} \\ &= 2,5 \text{ atm}\end{aligned}$$

Dari Coulson, hal 84 didapatkan E<sub>p</sub> = 0,668

C<sub>p</sub> HCl = 28,438 kJ/kmol

$$\begin{aligned}y &= \frac{C_p}{C_p - R} \\ &= \frac{28,438}{28,438 - 8,314} \\ &= 1,413139\end{aligned}$$

Menghitung nilai m dan n

$$\begin{aligned}m &= \frac{(y-1)}{y \cdot E_p} \\ &= \frac{(1,413139-1)}{1,413139 \cdot 0,668} \\ &= 0,437658\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}n &= \frac{1}{1-m} \\ &= \frac{1}{1-0,437658} \\ &= 1,778276 = 1,8\end{aligned}$$

Menghitung power kompressor :

$$-W = \frac{Z \cdot R \cdot T_{in}}{M} \left[ \left( \frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (\text{Pers. 3.31 hal 83, Coulson})$$

$$-W = \frac{0,99 \times 8,314 \times 352,45}{36,461} \left[ \left( \frac{5}{1} \right)^{\frac{1,8-1}{1,8}} - 1 \right]$$

$$-W = (79,563550) \times (1,044812)$$

$$-W = 83,128933 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Power Kompresor} = \frac{\text{Politropik Work}}{E_p} \quad (\text{Coulson, hal 85})$$

$$= \frac{83,128933}{0,668}$$

$$= 124,444511 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Umpan masuk} = 9.798,526683 \text{ kg/jam}$$

$$= 268,739933 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Power kompressor} = \frac{124,444511 \text{ kJ/kmol}}{3600 \text{ detik/jam}} \times 268,739933 \text{ kmol/jam}$$

$$= 9,289780 \text{ kW}$$

$$= 9,289780 \times 1,341$$

$$= 12,457596 \text{ Hp} = 13 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi:

Jumlah: 1 buah

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 5 atm

Daya : 13 Hp

Bahan : Cast iron

### 13. TANGKI PENAMPUNG HCl (TP-03)

Fungsi : untuk menampung HCl yang terbentuk dari reaksi pada reaktor.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$



Jenis pengelasan : Double welded butt joint.  
 $E = 0,8$  (Brownell & Young, table 13.2 hal, 254)  
 Faktor korosi (C) :  $1/16 = 0,062500$   
 Waktu tinggal : 6 jam  
 Bahan masuk :  $9.798,526683 \text{ kg/jam} = 21.605,751336 \text{ lb/jam}$

### 1. Rancangan dimensi reaktor

#### Menentukan volume reaktor

Bahan masuk =  $9.798,526683 \text{ kg/jam} = 21.605,751336 \text{ lb/jam}$

$\rho$  campuran =  $1,149000 \text{ g/cm}^3 = 71,729772 \text{ lb/ft}^3$

Rate volumetrik =  $\frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$   
 $= \frac{21.605,751336 \text{ lb/jam}}{71,729772 \text{ lb/ft}^3}$   
 $= 301,210372 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Volume liquid = Rate volumetrik  $\times$  waktu operasi  
 $= 301,210372 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam}$   
 $= 1.807,262234 \text{ ft}^3$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid

Volume ruang kosong =  $20\% \times \text{Volume liquid}$   
 $= 20\% \times 1.807,262234 \text{ ft}^3$   
 $= 361,452447 \text{ ft}^3$

Jadi, volume total =  $V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}}$   
 $= (1.807,262234 + 361,452447) \text{ ft}^3$   
 $= 2.168,714681 \text{ ft}^3$

#### Menentukan dimensi vessel

##### a. Menghitung diameter vessel

Diasumsikan :  $L_s = 1,5 \text{ DI}$

Volume total =  $V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$

Volume total =  $0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ DI}^3$

$2.168,714681 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{(3,14) \text{DI}^2}{4} (1,5 \text{ DI}) + 0,0847 \text{ DI}^3$

$2.168,714681 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + 1,177500 \text{ DI}^3 + 0,0847 \text{ DI}^3$

$2.168,714681 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ di}^3$

$$\begin{aligned}
 DI^3 &= 1.610,152707 \text{ ft}^3 \\
 DI &= \sqrt[3]{1.610,152707} \\
 &= 11,720758 \text{ ft} \quad = 140,649093 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid dalam shell}} &= V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}} \\
 &= 1.807,262234 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60} \\
 &= 1.807,262234 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (11,720758 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)} \\
 &= 1.807,262234 \text{ ft}^3 - 121,622104 \text{ ft} \\
 &= 1.685,640131 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
 H_{\text{liquid dalam shell}} &= \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times DI^2} \\
 &= \frac{1.685,640131 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (11,720758 \text{ ft})^2} \\
 &= 15,630894 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan P design (Pi)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{h}} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi} \\
 P_{\text{h}} &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\
 &= \frac{71,729772 \times (15,630894 - 1)}{144} \\
 &= 7,287991 \text{ psia} \\
 P_{\text{design}} &= 14,696 \text{ psi} + 7,287991 \text{ psia} \\
 &= 21,983991 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{\text{design}} \cdot DI}{2(f \cdot E - 0,6 P_{\text{design}})} + C \\
 t_s &= \frac{21,983991 \times 140,649093}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 21,983991)} + \frac{1}{16} \\
 t_s &= \frac{3.092,028399}{30.021,446491} + \frac{1}{16} \\
 t_s &= 0,165494 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi DO

$$\begin{aligned} \text{DO} &= \text{DI} + 2.t_s \\ &= (140,649093 \text{ in}) + 2(0,165494 \text{ in}) \\ &= 140,980081 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi DO = 144 in (Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91)

$$\begin{aligned} \text{DI} &= \text{DO} - 2.t_s \\ \text{DI} &= 144 \text{ in} - 2(0,165494 \text{ in}) \\ \text{DI} &= 143,669012 \text{ in} \\ &= 11,972418 \text{ ft} \end{aligned}$$

Cek hubungan antara Ls dengan DI :

$$\text{Volume total} = 0,0847 \cdot \text{DI}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}}{4} (\text{Ls}) + 0,0847 \cdot \text{DI}^3$$

$$2.168,714681 \text{ ft}^3 = 0,0847 \cdot (11,972418 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (11,972418 \text{ ft})^2}{4} (\text{Ls}) + 0,0847 \cdot (11,972418 \text{ ft})^3$$

$$2.168,714681 \text{ ft}^3 = 145,354668 \text{ ft}^3 + 112,520945 \text{ Ls} + 145,354668 \text{ ft}^3$$

$$\text{Ls} = \frac{(2.168,714681 \text{ ft}^3) - (145,354668 \text{ ft}^3 + 145,349548 \text{ ft}^3)}{112,520945}$$

$$\text{Ls} = 16,690273 \text{ ft} = 200,283281 \text{ in}$$

$$\frac{\text{Ls}}{\text{DI}} = \frac{16,690273 \text{ ft}}{11,972418 \text{ ft}}$$

$$= 1,394060 \text{ ft}$$

### Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebntuk standart dushed

$$r = 132 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$\text{icr} = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$\text{sf} = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$\text{tha} = \frac{0,885 \times P_{\text{design}} \times \text{DI}}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_{\text{design}}} + C$$

$$\text{tha} = \frac{0,885 \times 21,983991 \text{ psia} \times 143,669012 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 21,983991 \text{ psia})} + \frac{1}{16}$$

$$\text{tha} = \frac{2.795,200169}{14.997,801601} + \frac{1}{16}$$

$$\text{tha} = 0,248874 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas dan bawah ( $h_a = h_b$ ) :

$$\begin{aligned} a &= \frac{DI}{2} \\ &= \frac{143,669012}{2} \\ &= 71,834506 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (71,834506 - 9/16) \text{ in} \\ &= 71,272006 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (132 - 9/16) \text{ in} \\ &= 131,437500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\ &= \sqrt{(131,437500)^2 + (71,272006)^2} \\ &= 110,436034 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= (132 - 110,436034) \text{ in} \\ &= 21,563966 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_a &= t_{ha} + b + sf \\ &= (0,248874 + 21,563966 + 2,0) \text{ in} \end{aligned}$$

$$h_a = 23,812840 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki penampung sebagai berikut:

$$DO = 144 \text{ in}$$

$$DI = 143,669012 \text{ in}$$

$$L_s = 200,283281 \text{ in}$$

$$t_s = 0,165494 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 0,248874 \text{ in}$$

$$h_a = 23,812840 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 0,248874 \text{ in}$$

$$h_b = 23,812840 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi reaktor} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
&= h_b + L_s + h_a \\
&= (23,812840 + 200,283281 + 23,812840) \text{ in} \\
&= 247,908961 \text{ in}
\end{aligned}$$

#### 14. TANGKI NaOH (TP-05)

Fungsi : Untuk mencampur penampung larutan NaOH.

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk conis dengan sudut  $60^\circ$  dan dilengkapi pengaduk type turbulen impeller with 6 flat blades at  $45^\circ$ .

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainlees Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) :  $1/16 = 0,062500$

Waktu tinggal : 24 jam

Dasar perhitungan :

Dianggap kebutuhan NaOH setiap jam adalah 30 kg/jam.

Bahan masuk = 30 kg/jam = 66,150 lb/jam

$\rho$  campuran = 62,428000 lb/ft<sup>3</sup>

Direncanakan proses berjalan secara kontinu dengan waktu tinggal 24 jam.

**Perhitungan:**

##### 1. Menentukan diameter tangki

$$\begin{aligned}
\text{Larutan NaOH yang ditampung} &= 66,150 \text{ lb/jam} \times 24 \text{ jam} \\
&= 1.587,60 \text{ lb/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume larutan NaOH} &= \frac{m}{\rho} \\
&= \frac{1.587,600000}{62,428000} \\
&= 25,430896 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Volume larutan NaOH mengisi 80% dari volume tangki, maka:

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= \frac{\text{volume larutan NaOH}}{80\%} \\
&= \frac{25,430896}{80\%}
\end{aligned}$$

$$= 31,788620 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan :  $L_s = 1,5 \text{ di}$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \cdot \tan 30^\circ} + \frac{\pi}{4} \text{di}^2 (L_s)$$

$$\text{Volume total} = \frac{(3,14) \cdot \text{di}^3}{24 \times 0,57735} + \frac{(3,14)}{4} \text{di}^2 (1,5 \text{ di})$$

$$31,788620 \text{ ft}^3 = 0,226610 \text{ di}^3 + 1,177500 \text{ di}^3$$

$$31,788620 \text{ ft}^3 = 1,404110 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 22,639692 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = \sqrt[3]{22,639692}$$

$$= 2,828939 \text{ ft} = 33,947262 \text{ in}$$

## 2. Menentukan tekanan desain (Pi)

Volume larutan dalam shell = volume batu kapur – volume conis

$$= 31,788620 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{24 \cdot \tan 30^\circ}$$

$$= 31,788620 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (2,828939)^2}{24(0,57735)}$$

$$= 31,788620 \text{ ft}^3 - 1,813536$$

$$= 29,975084 \text{ ft}^3$$

Tinggi larutan dalam shell (H)

$$H_{\text{liquid dalam shell}} = \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{1/4\pi \cdot \text{di}^2}$$

$$= \frac{29,975084 \text{ ft}}{\left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 (2,828939 \text{ ft})^2}$$

$$= 4,771377 \text{ ft}$$

Tekanan Hidrostatik (Ph)

$$P_h = \frac{\rho \times (H-1)}{144}$$

$$= \frac{62,428000 \times (4,771377-1)}{144}$$

$$= 1,634997 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 14,696 \text{ psi} + 1,634997 \text{ psia}$$

$$= 16,330997 \text{ psia}$$

3. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$t_s = \frac{0,885 \times P_{\text{design}} \times DI}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_{\text{design}}} + C$$

$$t_s = \frac{16,330997 \times 33,947262}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,330997)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{554,392626}{30.015,793497} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0,080970 \text{ in}$$

Standarisasi DO

$$\begin{aligned} \text{DO} &= \text{DI} + 2 \cdot t_s \\ &= (33,947262 \text{ in}) + 2(0,080970 \text{ in}) \\ &= 34,109202 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan pendekatan keatas maka didapat harga  $do = 36$

Dari tabel 5-7 Brownell and Young, hal: 90 didapat harga:

$$do = 36$$

$$icr = 2 \frac{1}{4}$$

$$r = 36$$

menentukan harga (DI) baru:

$$\text{DI} = \text{DO} - 2 \cdot t_s$$

$$\text{DI} = 36 \text{ in} - 2(0,080970 \text{ in})$$

$$\begin{aligned} \text{DI} &= 35,838060 \text{ in} \\ &= 2,986505 \text{ ft} \end{aligned}$$

Cek hubungan antara Ls dengan DI :

$$\text{Volume total} = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \cdot \tan 30^\circ} + \frac{\pi}{4} \text{DI}^2 (\text{Ls})$$

$$\text{Volume total} = \frac{(3,14) \cdot 2,986505^3}{24 \times 0,57735} \text{DI}^3 + \frac{(3,14)}{4} (2,986505)^2 (\text{Ls})$$

$$31,788620 \text{ ft}^3 = 6,036274 + 10,502372 \text{ Ls}$$

$$10,502372 \text{ Ls} = 25,752346 \text{ ft}^3$$

$$\text{Ls} = 2,452050 \text{ ft} = 29,424605 \text{ in}$$

$$\text{Ls/DI} = \frac{2,452050}{2,986505}$$

$$= 0,821043 < 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

4. Menentukan tebal tutup bawah berbentuk conis:

$$thb = \frac{P_{design} \times DI}{2(f.E - 0,6 \cdot P_{design}) \cos 30^\circ} + C$$

$$thb = \frac{16,330997 \text{ psia} \times 35,838060 \text{ in}}{2(18.750 \times 0,8 \times 16,330997 \text{ psia})} + \frac{1}{16}$$

$$thb = \frac{585,271238}{29.998,488552} + \frac{1}{16}$$

$$thb = 0,082010 \text{ in}$$

5. Menentukan tinggi tangki :

$$\text{Tinggi shell } (L_s) = 2,452050 \text{ ft}$$

Tinggi tutup bawah berbentuk conis :

$$\tan 30^\circ = \frac{1/2 \cdot DI}{h}$$

$$h = \frac{1/2 \cdot DI}{\tan 30^\circ}$$
$$= \frac{(1/2) \times 2,986505}{0,57735}$$

$$= \frac{1,493252}{0,57735}$$

$$= 2,586390 \text{ ft} = 31,036685 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup baawah}$$

$$= 2,452050 \text{ ft} + 2,586390 \text{ ft}$$

$$= 5,038441 \text{ ft} = 60,461290 \text{ in}$$

Kesimpulan untuk prancangan tangki:

Dimensi tangki :

$$DO = 36 \text{ in}$$

$$DI = 35,838060 \text{ in}$$

$$L_s = 29,424605 \text{ in}$$

$$t_s = 0,080970 \text{ in}$$

$$thb = 0,082010 \text{ in}$$

$$hb = 31,036685 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tangki} = 5,038441 \text{ ft} = 60,461290 \text{ in}$$



## 2. Perhitungan pengaduk

Perencanaan pengaduk:

Jenis pengaduk : Axial turbin 6 blades sudut 45°

(G.G. Brown, hal.507)

Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Dari G.G. Brown, hal. 507 diperoleh data-data sebagai berikut:

$$Dt/Di = 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

Keterangan:

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 3,0$$

$$Di = Dt/3,0$$

$$\begin{aligned} Di &= (35,838060 \text{ in}) / (3,0) \\ &= 11,946020 \text{ in} \\ &= 0,995502 \text{ ft} \\ &= 0,303433 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 0,9$$

$$Zi = 0,9 (Di)$$

$$\begin{aligned} Zi &= 0,9 \times (11,946020 \text{ in}) \\ &= 10,751418 \text{ in} \\ &= 0,895951 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/Di = 1/3$$

(Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144)

$$L = 1/3 (D_i)$$

$$= 0,33 (11,946020 \text{ in})$$

$$L = 3,982007 \text{ in}$$

$$= 0,331834 \text{ ft}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$W/D_i = 0,17$$

$$W = 0,17 (D_i)$$

$$= 0,17 (11,946020 \text{ in})$$

$$= 2,030823 \text{ in}$$

**Perhitungan daya pengaduk**

Motor penggerak = 200 – 250 (diambil V= 240)

$$V = \pi \cdot D_i \cdot n \quad (\text{Brown, hal. 507})$$

$$N_{Re} = \frac{n \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{\Phi \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_i^5}{gc}$$

Keterangan:

P = daya motor (Hp)

V = motor penggerak

$\Phi$  = power number (4)

$\rho$  = densitas bahan (62,428000 lb/ft<sup>3</sup>)

$\mu$  = viskositas (0,046 lb/ft.menit)

D<sub>i</sub> = diameter impeller

gc = 32,2 lb.ft/dt<sup>2</sup>.lbf

n = putaran pengaduk (rpm)

sehingga:

$$n = \frac{V}{\pi \cdot D_i}$$

$$= \frac{240}{(3,14) \times (0,995502)}$$

$$= 76,778497 \text{ rpm} = 1,279642 \text{ rps}$$

$$N_{Re} = \frac{(76,778497) \times (0,995502)^2 \times 62,428}{0,046 \text{ lb/ft.menit}}$$

$$= \frac{4.763,806651}{0,046}$$

$$= 103.561,014157 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ).

$$P = \frac{(4) \times (62,428) \times (1,279642)^3 \times (0,995502)^5}{32,3 \text{ lb.ft/dt}^2 \cdot \text{lbf}}$$

$$= \frac{511,581019}{32,3}$$

$$= 15,887609 \text{ lb.ft/dt}$$

$$= \frac{15,887609 \text{ lb.ft/dt}}{550}$$

$$= 0,028887 \text{ Hp}$$

Ditetapkan :

$$\eta_{\text{motor}} = 80\%$$

$$\eta_{\text{pengaduk}} = 60\%$$

Maka:

$$P = \frac{0,028887}{0,8 \times 0,6}$$

$$= 0,060180 \text{ Hp}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

- Type : axial turbin 6 blades sudut 45° agle
- $D_i$  : diameter impeller = 11,946020 in = 0,995502 ft
- $Z_i$  : tinggi impeller dari dasar bejana = 10,751418 in = 0,895951 ft
- W : lebar impeller = 2,030823 in
- L : Panjang impeller = 3,982007 in
- n : jumlah pengaduk = 1 buah
- daya : 0,060180 Hp

### 15. POMPA (PC-06)

Fungsi : Untuk mempompa bahan menuju heater

Type : Centrifugal pump

**Dasar perhitungan:**

$$\text{Bahan masuk} = 18.765,850325 \text{ kg/jam} = 41.378,699967 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1,0460 \text{ g/cm}^3 = 65,299688 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,956 \text{ cP} &= 0,0596 \text{ lb/ft.min} \\ &= 0,001 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{41.378,699967 \text{ lb/jam}}{65,299688 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 633,673778 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,176020 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,176020^{0,45} \times 65,299688^{0,13} \\ \text{ID optimal} &= 3,072603 \text{ in} \\ \text{Standarisasi ID} &= 3,0 \text{ in schedule 40 (Petter and Timmerhaus hal.888)}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 3,500 \text{ in} &= 0,292 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3,068 \text{ in} &= 0,2557 \text{ ft} \\ \text{A} &= 47,69 \text{ in}^2 &= 0,331181 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,179229 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,331181 \text{ ft}^2} \\ &= 0,531494 \text{ ft/detik} \\ N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,2557 \text{ ft} \times 0,531494 \text{ ft/detik} \times 65,299688 \text{ lb/ft}^3}{0,001 \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 8.873,268435 \text{ (aliran turbulen)}\end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned}\epsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ &= 0,000151 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,2557 \text{ ft}}$$

$$= 0,000180 \text{ ft}$$

$$f = 0,006$$

(Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88)

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 200 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	Σ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_c = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,006 \times \frac{200}{0,2557} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(0,531494)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 34,854446 \times 0,141243$$

$$\Sigma F = 4,922945 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,531494 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right)$$

$$= \left( \frac{0,531494^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,004386$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right)$$

$$= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right)$$

$$= 9,739130$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right)$$

$$= \left( \frac{0}{65,299688} \right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 4,922945$$

$$W_s = (0,004386 + 9,739130 + 0 + 4,922945)$$

$$= 14,666462$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$WHP = \frac{(14,666462) \times 0,176020 \times 65,299688}{550}$$

$$= \frac{168,577536}{550}$$

$$= 0,306505 \text{ Hp} \approx 0,31 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 0,176020 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,176020 \times 448,8$$

$$= 78,997998 \text{ gpm}$$

$$\text{Maka daya pompa} = 70 \% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, fig 14-37 hal 520})$$

$$BHP = \frac{WHP}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{0,31}{0,70}$$

$$= 0,442857 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}} \\ &= \frac{0,442857}{0,80} \\ &= 0,553571 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 3,500 in
Diameter luar	: 3,068 in
Heating Surface	: 0,331181 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 1 Hp
Kapasitas	: 78,997998 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

### 16. HEATER (H-01)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan sampai dengan suhu 150°

Type : shell and tube

#### Data perencanaan:

Faktor kekotoran gabungan (Rd)	= 0,003 j.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Pressure drop pada bagian tube	= 2,5 psi
Pressure drop pada bagian shell	= 2,5 psi
Suhu bahan masuk (t <sub>1</sub> )	= 79,45°C = 175,01°F
Suhu bahan keluar (t <sub>2</sub> )	= 225°C = 437°F
Suhu dowtherm masuk (T <sub>1</sub> )	= 230°C = 446°F
Suhu dowtherm keluar (T <sub>2</sub> )	= 80°C = 176°F

Bahan masuk pada bagian shell (fluida dingin), dowtherm masuk pada bagian tube (fluida panas).

#### Perhitungan:

1. Neraca massa dan panas

Dari lampiran, didapat :

$$Q = 311.536,926897 \text{ kJ/jam} = 295.295,665305 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa dowtherm} = 604.090,613989 \text{ kg} = 1.332.019,803845 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}
 2. \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \\
 &= \frac{(446-175,01)-(437-176)}{\ln\left(\frac{446-175,01}{437-176}\right)} \\
 &= \frac{9,990000}{0,037562} \\
 &= 265,963731^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan suhu kalorik

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{1}{2}(T_1 + T_2) \\
 &= \frac{1}{2}(446 + 176)^\circ\text{F} \\
 &= 311^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{1}{2}(t_2 + t_1) \\
 &= \frac{1}{2}(437 + 174,01) \\
 &= 306,005^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{446 - 176}{437 - 174,01} \\
 &= 1,030574^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} \\
 &= \frac{437 - 174,01}{446 - 174,01} \\
 &= 0,966788^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh type HE : 1-2 dan  $F_t = 0,925$  (Kern, fig. 18 hal. 828)

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_t \cdot \Delta T_{\text{LMTD}} \\
 &= 0,925 \times 265,963731 \\
 &= 246,016451^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4. Trial Ud

Harga Ud untuk heater dengan media panas berupa liquid dengan media dingin berupa liquid adalah 10-40 Btu/j.ft<sup>2</sup>.°F (Kern, tabel 8 hal 840)

$$\text{Trial Ud} = 10 \text{ Btu}$$

$$A = \frac{Q}{\text{Ud} \cdot \Delta t}$$



$$= \frac{295.295,665305}{10 \times 246,016451}$$

$$= 120,030861 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$= \frac{120,030861}{0,2618 \times 16}$$

$$= 28,655190$$

Nt standar = 30

(Kern, tabel 8 hal 840)

Harga a'' diambil dari Kern, tabel 10 hal 843, untuk ukuran pipa 1 "OD BWG 8

$$\text{Ud koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ Standar}} \times \text{Ud trial}$$

$$= \frac{28,655190}{30} \times 10$$

$$= 9,551730 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \approx 10 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \text{ (memenuhi)}$$

Kesimpulan sementara perancangan:

Type : 1-2

Bagian shell : IDS = 10 in

B = 5

n' = 1

de = 0,99

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

ID = 0,670 in

a' = 0,355 in

a'' = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

n = 2

l = 16 ft

pitch = 1 ¼(square)

### Evaluasi perpindahan panas

1. Bagian shell (bahan)

$$c' = P_T - d_o$$

$$= 1 \frac{1}{4} - 1 \text{ in}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$a_s = \frac{IDS \cdot B \cdot c'}{n' \cdot P_T \cdot 144}$$

$$= \frac{10 \times 5 \times \frac{1}{4}}{2 \times 1 \frac{1}{4} \times 144}$$

$$= 0,069444 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{m}{as}$$

$$= \frac{604.090,613989 \text{ lb/jam}}{0,069444 \text{ ft}^2}$$

$$= 8.698.904,841439 \text{ lb/j.ft}^2$$

$$N_{Re} = \frac{de \cdot G_s}{\mu \cdot 2,42}$$

$$= \frac{(0,99/12) \times (8.698.904,841439)}{0,39 \times 2,42}$$

$$= 760.393,779846$$

$$jH = 58 \quad (\text{Kern, fig. 28 hal 838})$$

$$k = 0,398 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft} \quad (\text{Kern, tabel 4})$$

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 58 \frac{0,398}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,39}{0,398} \right)^{1/3} \times 1$$

$$= 91,393939 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

## 2. Bagian tube (dowtherm)

$$a_t = \frac{N_t \cdot a'}{n \cdot 144}$$

$$= \frac{28,655190 \times 0,355}{2 \times 144}$$

$$= 0,035322 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

$$= \frac{1.332.019,803845}{0,035322}$$

$$= 37.711.301,271499 \text{ lb/j.ft}^2$$

$$N_{Re} = \frac{di \cdot G_t}{\mu \cdot 2,42}$$

$$= \frac{(0,67/12) \times (37.711.301,271499)}{0,0355 \times 2,42}$$

$$= 294.105.131,555167$$

$$jH = 340 \quad (\text{Kern, fig. 24 hal 834})$$

$$k = 0,0226 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \text{ (Kern, tabel 5)}$$

$$\begin{aligned} h_i &= jH \frac{k}{d_i} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 340 \frac{0,0226}{(0,670/12)} \left( \frac{1 \times 0,399}{0,0226} \right)^{1/3} \times 1 \\ &= 809,910448 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{d_i}{d_o} \\ &= 809,910448 \times \frac{0,670}{1} \\ &= 542,640000 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{542,640000 \times 91,393939}{542,640000 + 91,393939} \\ &= 78,219799 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} \\ &= \frac{78,219799 - 10}{78,219799 \times 10} \\ &= 0,087216 \text{ j.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

Harga  $R_d > R_d$  tetapan, maka memenuhi.

#### Spesifikasi alat:

Nama : Heater

Type : Shell and tube

Bahan konstruksi : carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Bagian shell : IDS = 10 in

$$B = 5$$

$$n' = 1$$

$$d_e = 0,99$$

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

$$ID = 0,670 \text{ in}$$

$$a' = 0,355 \text{ in}$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$n = 2$$

$l = 16 \text{ ft}$   
 pitch =  $1 \frac{1}{4}$ (square)  
 jumlah : 1 buah

### 17. FLASH TANK (FT-01)

Fungsi : Untuk memisahkan fase gas dan fase cair

Jenis : Silinder vertikal dengan thorisperikal head

Kondisi operasi :  $225^{\circ}\text{C} = 498^{\circ}\text{F}$

Umpan masuk :  $18.765,850325 \text{ kg/jam} = 41.378,699967 \text{ lb/jam}$

Massa cairan :  $2.807,175219 \text{ kg/jam} = 6.189,821357 \text{ lb/jam}$

$\rho_{\text{gas}}$  :  $1,046 \text{ lb/ft}^3$

$\rho_{\text{liquid}}$  :  $94,329 \text{ lb/ft}^3$

#### Dasar perhitungan:

##### 1. Menentukan diameter kolom

$$D = \left[ \frac{1,27 \times m}{F.C} \right]^{0,5} \times \left[ \frac{\rho_L \times \rho_g}{\rho_g} \right]^{-0,25}$$

Diketahui :

D : Diameter flash tank (ft)

m : massa masuk (lb/jam)

F : fraksi luas untuk gas = 0,87

C : konstanta = 183

$\rho_L$  : massa jenis liquid (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_g$  : massa jenis gas (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned}
 D &= \left[ \frac{1,27 \times 41.378,699967}{0,87 \times 183} \right]^{0,5} \times \left[ \frac{94,329 \times 1,046}{1,046} \right]^{-0,25} \\
 &= 181,679159 \times 0,325411 \\
 &= 59,120406 \text{ ft} = 709,444868 \text{ in}
 \end{aligned}$$

##### 2. Menentukan laju alir cairan

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho_{\text{liquid}}} \\
 &= \frac{41.378,699967 \text{ lb/jam}}{94,329 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 438,663613 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$= 7,311060 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Waktu retensi = 5 menit

$$\begin{aligned} \text{Vol.liquid} &= 5 \text{ menit} \times 7,311060 \text{ ft}^3/\text{min} \\ &= 36,555301 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Gas menempati ruang = 87%

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= \frac{100}{13} \times 36,555301 \text{ ft}^3 \\ &= 281,194624 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} h &= \frac{4.V}{\pi/4.D} \\ &= \frac{4 \times 281,194624}{\frac{3,14}{4} \times 59,120406} \\ &= 24,235944 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Menentukan tebal dinding shell minimum

$$t_s = \frac{P.r}{(S.E)-(0,6.P)} + \frac{1}{16}$$

Keterangan:

$t_s$  : tebal dinding minimum

$P$  : tekanan internal desain (Psi)

$r$  : jari-jari (in)

$S$  : allowable stress (psi) 18.750 psi

$E$  : factor kualitas sambungan = 0,80

$C$  : factor korosi = 1/16 in

Tekanan operasi : 3 atm = 44,088000 psi

$$\begin{aligned} \text{Tekanan internal} &= P_{\text{operasi}} \times P_{\text{liquid}} \\ &= 44,088000 \text{ psi} \times 1,2 \text{ psi} \\ &= 52,905600 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{(709,444868 \times 43,881)}{(18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 52,905600)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{37.533,606394}{14.968,256640} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 2,570047 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding shell 0,25 in

(Brownell, App. E hal. 347)

5. Menentukan tebal tutup atas dan bawah

$$t_h = \frac{P.D}{2(f.E)-(0,6.P)\cos\theta} + \frac{1}{16}$$

$$\sin\theta = \frac{D}{430 \times 0,5}$$

$$= \frac{709,444868}{430 \times 0,5}$$

$$= 3,299744$$

$$\theta = 11,77^\circ$$

$$t_h = \frac{52,905600 \times 715,880781}{2(18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 52,905600)\cos 11,77^\circ} + \frac{1}{16}$$

$$= 2,505949 + \frac{1}{16}$$

$$= 2,568449 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi flash tank sebagai berikut:

Bahan : carbon steel SA 240 Grade M Type 316 = 18.750 psi

Tekanan : 3 atm

D (diameter tangki) : 59,120406 ft = 709,444868 in

h (tinggi tangki) : 24,235944 ft

tebal tangki minimum : 0,25 in

tebal tutup minimum : 0,217499 in

tutup conis dengan  $\theta$  : 11,77°

**18. TANGKI PENAMPUNG C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COOH (TP-04)**

Fungsi : Untuk menampung larutan C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COOH yang berasal dari flash tank.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,062500

Waktu tinggal : 24 jam

Bahan masuk : 2.547,388983 kg/jam = 5.616,992707 lb/jam

## 1. Menentukan volume tangki

$$\text{Bahan masuk} = 2.547,388983 \text{ kg/jam} = 5.616,992707 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1,511000 \text{ g/cm}^3 = 94,328708 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{5.616,992707 \text{ lb/jam}}{94,328708 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 59,547012 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu operasi} \\ &= 59,547012 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 1.429,128288 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times \text{Volume liquid} \\ &= 20\% \times 1.429,128288 \text{ ft}^3 \\ &= 285,825658 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} \\ &= (1.429,128288 + 285,825658) \text{ ft}^3 \\ &= 1.714,953946 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan dimensi vessel

### a. Menghitung diameter vessel

$$\text{Diasumsikan} : L_s = 1,5 \text{ DI}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{\pi \cdot \text{DI}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$1.714,953946 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + \frac{(3,14) \text{DI}^2}{4} (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$1.714,953946 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ DI}^3 + 1,177500 \text{ DI}^3 + 0,0847 \text{ DI}^3$$

$$1.714,953946 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ DI}^3$$

$$\text{DI}^3 = 1.273,260038 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{DI} &= \sqrt[3]{1.273,260038} \\ &= 10,838580 \text{ ft} = 130,062955 \text{ in} \end{aligned}$$

### b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$\begin{aligned}
&= 1.429,128288 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot DI^3}{24 \cdot \tan 60} \\
&= 1.429,128288 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (10,838580 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)} \\
&= 1.429,128288 \text{ ft}^3 - 96,175079 \text{ ft} \\
&= 1.332,953209 \text{ ft}
\end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
H_{\text{liquid dalam shell}} &= \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times DI^2} \\
&= \frac{1.332,953209 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (10,838580 \text{ ft})^2} \\
&= 14,454415 \text{ ft}
\end{aligned}$$

d. Menentukan P design (Pi)

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_h$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
P_h &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\
&= \frac{94,328708 \times (14,454415-1)}{144} \\
&= 8,813455 \text{ psia}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{design}} &= 14,696 \text{ psi} + 8,813455 \text{ psia} \\
&= 23,509455 \text{ psia}
\end{aligned}$$

e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P_{\text{design}} \cdot DI}{2(f \cdot E - 0,6 P_{\text{design}})} + C \\
t_s &= \frac{23,509455 \times 130,062955}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 23,509455)} + \frac{1}{16} \\
t_s &= \frac{3.057,709205}{29.985,894327} + \frac{1}{16} \\
t_s &= 0,164472 \text{ in}
\end{aligned}$$

Standarisasi DO

$$\begin{aligned}
DO &= DI + 2 \cdot t_s \\
&= (130,062955 \text{ in}) + 2(0,164472 \text{ in}) \\
&= 130,391898 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi DO} = 132 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 5-7, hal. 91})$$



$$\begin{aligned}
DI &= DO - 2.t_s \\
DI &= 132 \text{ in} - 2(0,164472 \text{ in}) \\
DI &= 131,671057 \text{ in} \\
&= 10,972588 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Cek hubungan antara Ls dengan DI :

$$\begin{aligned}
\text{Volume total} &= 0,0847 \cdot DI^3 + \frac{\pi \cdot DI^2}{4} (L_s) + 0,0847 \cdot DI^3 \\
1.714,953946 \text{ ft}^3 &= 0,0847 \cdot (10,972588 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (10,972588 \text{ ft})^2}{4} (L_s) + \\
&\quad 0,0847 \cdot (10,972588 \text{ ft})^3 \\
1.714,953946 \text{ ft}^3 &= 111,894989 \text{ ft}^3 + 94,512186 L_s + 111,894989 \text{ ft}^3 \\
L_s &= \frac{(1.714,953946 \text{ ft}^3) - (111,894989 \text{ ft}^3 + 111,894989 \text{ ft}^3)}{94,512186} \\
L_s &= 15,777478 \text{ ft} = 189,329741 \text{ in} \\
\frac{L_s}{DI} &= \frac{15,777478 \text{ ft}}{10,972444 \text{ ft}} \\
&= 1,437899 \text{ ft (memenuhi)}
\end{aligned}$$

### 3. Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebntuk standart dushed

$$\begin{aligned}
r &= 130 \text{ in} && (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90}) \\
icr &= 9/16 \text{ in} && (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88}) \\
sf &= 2,0 && (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})
\end{aligned}$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$\begin{aligned}
tha &= \frac{0,885 \times P_{design} \times DI}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_{design}} + C \\
tha &= \frac{0,885 \times 23,509455 \text{ psia} \times 131,671057 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 23,509455 \text{ psia})} + \frac{1}{16} \\
tha &= \frac{2.739,530608}{14.997,649054} + \frac{1}{16} \\
tha &= 0,245164 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi tutup atas dan bawah (ha = hb) :

$$\begin{aligned}
a &= \frac{DI}{2} \\
&= \frac{131,671057}{2} \\
&= 65,835528 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= (65,835528 - 9/16) \text{ in} \\
 &= 65,273028 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= (130 - 9/16) \text{ in} \\
 &= 129,437500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(129,437500)^2 + (65,273028)^2} \\
 &= 111,774318 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= (130 - 111,774318) \text{ in} \\
 &= 18,225682 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ha &= tha + b + sf \\
 &= (0,245164 + 18,225682 + 2,0) \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha = 20,470846 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki penampung sebagai berikut:

$$DO = 132 \text{ in}$$

$$DI = 131,671057 \text{ in}$$

$$L_s = 189,329741 \text{ in}$$

$$t_s = 0,164472 \text{ in}$$

$$tha = 0,245164 \text{ in}$$

$$ha = 20,470846 \text{ in}$$

$$thb = 0,245164 \text{ in}$$

$$hb = 20,470846 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
 &= hb + L_s + ha \\
 &= (20,470846 + 189,329741 + 20,470846) \text{ in} \\
 &= 230,271433 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## 19. COOLER (C-01)

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas dari flash tank.

Type : shell and tube

### Data perencanaan:

Faktor kekotoran gabungan (Rd)	=	0,003 j.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Pressure drop pada bagian tube	=	2,5 psi
Pressure drop pada bagian shell	=	2,5 psi
Suhu bahan masuk (T <sub>1</sub> )	=	221,65°C = 430,97°F
Suhu bahan keluar (T <sub>2</sub> )	=	179°C = 452°F
Suhu air masuk (t <sub>1</sub> )	=	30°C = 86°F
Suhu air keluar (t <sub>2</sub> )	=	170°C = 338°F

Air pendingin masuk pada bagian shell (fluida dingin), dowertherm masuk pada bagian tube (fluida panas).

### Perhitungan:

#### 1. Neraca massa dan panas

Dari lampiran, didapat:

$$Q = 212.644,094739 \text{ kkal/jam} = 843.346,479735 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa air pendingin} = 55,908466 \text{ kg} = 123,256922 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} 2. \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \\ &= \frac{(430,97-86)-(338-302)}{\ln\left(\frac{430,97-86}{338-302}\right)} \\ &= \frac{308,970}{2,259939} \\ &= 136,716109^\circ\text{F} \end{aligned}$$

#### 3. Menentukan suhu kalorik

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{1}{2}(T_1 + T_2) \\ &= \frac{1}{2}(430,97 + 452)^\circ\text{F} \\ &= 366,485^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{1}{2}(t_2 + t_1) \\ &= \frac{1}{2}(338 + 86) \\ &= 212^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{430,97 - 452}{338 - 86} \\
 &= 0,511786^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{338 - 86}{430,97 - 86} \\
 &= 0,730498^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh type HE : 1-2 dan  $F_t = 0,65$  (Kern, fig. 18 hal. 828)

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_t \cdot \Delta T_{\text{LMTD}} \\
 &= 0,65 \times 136,716109 \\
 &= 88,865471^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

#### 4. Trial Ud

Harga Ud untuk heater dengan media panas berupa liquid dengan media dingin berupa liquid adalah  $5-75 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$  (Kern, tabel 8 hal 840)

$$\text{Trial Ud} = 30 \text{ Btu}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{\text{Ud} \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{843.346,479735}{30 \times 88,865471} \\
 &= 316,338271 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a'' \times l} \\
 &= \frac{316,338271}{0,2618 \times 16} \\
 &= 75,520023
 \end{aligned}$$

$N_t \text{ standar} = 82$  (Kern, tabel 8 hal 840)

Harga  $a''$  diambil dari Kern, tabel 10 hal 843, untuk ukuran pipa 1 "OD BWG 8

$$\begin{aligned}
 \text{Ud koreksi} &= \frac{N_t}{N_t \text{ Standar}} \times \text{Ud trial} \\
 &= \frac{75,520023}{82} \times 30 \\
 &= 27,629277 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara perancangan:

Type : 1-2

Bagian shell : IDS = 17 ¼ in

$$B = 7$$

$$n' = 1$$

$$de = 0,99$$

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

$$ID = 0,670 \text{ in}$$

$$a' = 0,355 \text{ in}$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$n = 2$$

$$l = 16 \text{ ft}$$

$$\text{pitch} = 1 \frac{1}{4}(\text{square})$$

### Evaluasi perpindahan panas

#### 1. Bagian shell (bahan)

$$\begin{aligned} c' &= P_T - d_o \\ &= 1 \frac{1}{4} - 1 \text{ in} \\ &= \frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{IDS \cdot B \cdot c'}{n' \cdot P_T \cdot 144} \\ &= \frac{17 \frac{1}{4} \times 7 \times \frac{1}{4}}{1 \times 1 \frac{1}{4} \times 144} \\ &= 0,167708 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{m}{a_s} \\ &= \frac{123,256922 \text{ lb/jam}}{0,167708 \text{ ft}^2} \\ &= 734,948103 \text{ lb/j.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{de \cdot G_s}{\mu \cdot 2,42} \\ &= \frac{(0,99/12) \times (734,948103)}{0,0355 \times 2,42} \\ &= 64,243715 \end{aligned}$$

$$jH = 20 \quad (\text{Kern, fig. 28 hal 838})$$

$$k = 0,398 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \text{ (Kern, tabel 4)}$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \frac{k}{D_e} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 20 \frac{0,398}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,39}{0,398} \right)^{1/3} \times 1 \\ &= 31,515152 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \end{aligned}$$

## 2. Bagian tube (bahan)

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \cdot a'}{n \cdot 144} \\ &= \frac{75,520023 \times 0,355}{2 \times 144} \\ &= 0,093089 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{m}{a_t} \\ &= \frac{123,256922}{0,093089} \\ &= 1.324,077298 \text{ lb/j.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{d_i \cdot G_t}{\mu \cdot 2,42} \\ &= \frac{(0,67/12) \times (1.324,077298)}{0,0355 \times 2,42} \\ &= 10.326,292514 \end{aligned}$$

$$jH = 55 \text{ (Kern, fig. 24 hal 834)}$$

$$k = 0,092 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \text{ (Kern, tabel 5)}$$

$$\begin{aligned} h_i &= jH \frac{k}{d_i} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 55 \frac{0,092}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,57}{0,092} \right)^{1/3} \times 1 \\ &= 187,164179 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{d_i}{d_o} \\ &= 187,164179 \times \frac{0,670}{1} \\ &= 125,400000 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Jadi,

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{125,400000 \times 31,515152}{125,400000 + 31,515152}$$

$$= 25,185586 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}}$$

$$= \frac{25,185586 - 27,629277}{78,219799 \times 27,629277}$$

$$= 0,075899 \text{ j.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Harga  $R_d > R_d$  tetapan, maka memenuhi.

**Spesifikasi alat:**

Nama : Cooler

Type : Shell and tube

Bahan konstruksi : carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi:

Type : 1-2

Bagian shell : IDS = 17 ¼ in

B = 7

n' = 1

de = 0,99

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

ID = 0,670 in

a' = 0,355 in

a'' = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

n = 2

l = 16 ft

pitch = 1 ¼(square)

jumlah : 1 buah

**20. DESTILASI (D-01)**

Nama alat : Kolom Destilasi

Type : Sieve Tray

Prinsip kerja:

Kolom Distilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom yang memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak keatas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquida yang mengalir diatasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan dan direcycle kembali ke kolom, hasil bawah dialirkan ke dalam tangki penampung.

Dari neraca massa dan neraca panas :

1. Feed masuk

Rate : 16.218,461342 kg/jam = 61,272197 kmol/jam

Temperatur: 179°C

2. Destilasi

Rate : 14.520,202020 kg/jam = 116,970792 kmol/jam

Temperatur: 179°C

3. Bottom

Rate : 1.698,259322 kg/jam = 12,082095 kmol/jam

Temperatur: 175,15°C

Dari perhitungan neraca panas:

$$R = 0,3600$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,3600}{0,3600+1}$$

$$R_{\min} = 0,2400$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min}+1} = \frac{0,2400}{0,2400+1}$$

Dari gb. 11.11. Erbar-Maddox Correlation (Erbar and Maddox, 1961), Coulson Vol.6, hal 468 :

$$\frac{N_m}{N_{act}} = 0,5$$

### Menentukan jumlah plate

Penentuan jumlah plate minimum ( $N_m$ ) menggunakan metode McCabe Thiele (pers.11.4-23, *Geankoplis 3th*, hal 658)

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{X_D - 1 - X_W}{1 - X_D - X_W}\right)}{\log \alpha_{av}}$$



$$\begin{aligned}
&= \frac{\log\left(\frac{0,925 \cdot 1 - 0,075}{1 - 0,925 \cdot 0,075}\right)}{\log 0,448} \\
&= \frac{2,182161}{0,348722} \\
&= 6,257595
\end{aligned}$$

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliand Correlation* antara plate aktual dengan refluk minimum dan plate teoritis, sehingga :

$$N_{act} = 12,560$$

Maka :

$$\frac{N - N_{act}}{N + 1} = 0,5$$

$$N - 12,560 = 0,5 (N+1)$$

$$N - 12,560 = 0,5N + (0,5)$$

$$0,5 N = 13,06$$

$$N = 26,12$$

### Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode Kirk-Bride's (pers, 11-7.21, *Geankoplis 3th*, hal 687)

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{D} \times \left( \frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{0,925}{0,075} \right) \times \frac{61,523}{56,934} \times \left( \frac{1}{0,0969} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \times 3,152099$$

$$\text{Log} \frac{N_e}{N_s} = 0,649332$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 4,456000$$

$$N_e + N_s = 27$$

$$4,456000N_s + N_s = 27$$

$$N_s = \frac{5,456000}{27}$$

$$N_s = 4,948680$$

$$N_e + 4,948680 = 27$$

$$N_e = 27 - 4,948680$$

$$N_e = 22,051320$$

### Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$\begin{aligned} V &= (R + 1)D \\ &= (0,3600 + 1) 116,970792 \text{ kmol/jam} \\ &= 159,080277 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquida masuk kondensor (L)

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 0,3600 \times 116,970792 \text{ kmol/jam} \\ &= 42,109485 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquida masuk kondensor (L')

$$\begin{aligned} L' &= L + (q \times F) \\ &= 42,109485 + (1 \times 61,272197) \\ &= 103,381682 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran uap keluar reboiler

$$\begin{aligned} V' &= V + F(q - 1) \\ &= 159,080277 + (61,272197 \times (1 - 1)) \\ &= 159,080277 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

*Enriching*

$$\begin{aligned} V &= 159,080277 \text{ kmol/jam} \\ &= 350,708379 \text{ lbmol/jam} \\ L &= 42,109485 \text{ kmol/jam} \\ &= 92,834571 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

*Exhausting*

$$\begin{aligned} V' &= 159,080277 \text{ kmol/jam} \\ &= 350,708379 \text{ lbmol/jam} \\ L' &= 103,381682 \text{ kmol/jam} \\ &= 227,915256 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Menentukan BM campuran

$$\begin{aligned} X_F &= 0,926 \\ X_D &= 1 \\ X_B &= 0,075 \end{aligned}$$

$$Y_F = 0,872$$

$$Y_D = 1$$

$$Y_B = 0,128$$

### *Enriching*

a. Bagian atas:

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_D \cdot \text{BM}_L + (1 - X_D) \cdot \text{BM}_H \\ &= (1 \times 106,128) + (1 - 1) 18,053 \\ &= 106,128 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM Uap} &= X_D \cdot \text{BM}_L + (1 - X_D) \cdot \text{BM}_H \\ &= (1 \times 106,128) + (1 - 1) 18,053 \\ &= 106,128 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

b. Bagian bawah:

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_F \cdot \text{BM}_L + (1 - X_F) \cdot \text{BM}_H \\ &= (0,926 \times 106,128) + (1 - 0,926) 18,053 \\ &= 99,610450 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= Y_F \cdot \text{BM}_L + (1 - Y_F) \cdot \text{BM}_H \\ &= (0,872 \times 106,128) + (1 - 0,872) 18,053 \\ &= 94,854400 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

### *Exhausting*

a. Bagian atas:

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_F \cdot \text{BM}_L + (1 - X_F) \cdot \text{BM}_H \\ &= (0,926 \times 106,128) + (1 - 0,926) 18,053 \\ &= 99,610450 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= Y_F \cdot \text{BM}_L + (1 - Y_F) \cdot \text{BM}_H \\ &= (0,872 \times 106,128) + (1 - 0,872) 18,053 \\ &= 94,854400 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

b. Bagian bawah:

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= X_B \cdot \text{BM}_L + (1 - X_B) \cdot \text{BM}_H \\ &= (0,075 \times 106,128) + (1 - 0,075) 18,053 \\ &= 24,658625 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= Y_B \cdot \text{BM}_L + (1 - Y_B) \cdot \text{BM}_H \\
 &= (0,128 \times 106,128) + (1 - 0,128) 18,053 \\
 &= 29,326600 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan beban destilasi:**

	Uap		
	lbmol/jam	BM	lb/jam
Enriching			
Atas	350,708379	106,128000	37.219,978849
Bawah	350,708379	94,854400	33.266,232867
Exhausting			
Atas	350,708379	94,854400	33.266,232867
Bawah	350,708379	29,326600	10.285,084348

	Liquid		
	lbmol/jam	BM	lb/jam
Enriching			
Atas	94,526557	106,128000	10.031,914418
Bawah	232,069198	99,610450	23.116,517253
Exhausting			
Atas	232,069198	99,610450	23.116,517253
Bawah	232,069198	24,658625	5.722,507330

Perhitungan beban destilasi terletak pada exhausting bagian atas:

$$L = 23.116,517253 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 99,610450$$

$$V = 33.872,537126 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 94,854400$$

Perhitungan densitas campuran:

Densitas Uap pada  $T = 175,15^\circ\text{C} = 448,150 \text{ K}$

$$\begin{aligned}
 \rho &= \frac{\text{BM} \cdot T_0 \cdot P_1}{V_0 \cdot T_1 \cdot P_0} \\
 \rho &= \frac{94,854400 \times 273 \times 1}{156,967 \times 448,150 \times 1} \\
 &= 0,368119 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Densitas Liquid pada  $T = 175,15^\circ\text{C} = 448,150 \text{ K}$

$$\begin{aligned}
 \rho &= \frac{1,250 \text{ g/ml} \times 0,0022 \text{ lb/g}}{0,000035 \text{ ft}^3/\text{ml}} \\
 \rho &= 78,571429 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Menentukan Surface Tension bahan ( $\sigma$ )**

Persamaan 2-169 hal. 2-372, "Perry's Chemical Engineering Handbook" ed. 7 :

$$\sigma^{1/4} = \sum P_i (\rho_L \cdot X_i - \rho_v \cdot Y_i)$$

Dari “Perry’s Chemical Engineering Handbook” edisi 7, tabel 2 – 402 hal 2 – 373 diperoleh :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO} \quad : [P] = 189,6 + 9 + 15,5 + 19,8 = 233,9$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad : [P] = 15,5 + 15,5 + 19,8 = 50,8$$

Perhitungan jumlah Parachor [P]

Komponen	m (kmol/jam)	$X_i$	P	$X_i \cdot P$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO}$	136,829283	0,903089	233,9	211,232628
$\text{H}_2\text{O}$	14,683150	0,096911	50,8	4,923055
	<b>151,512433</b>	<b>1,000000</b>		<b>216,155683</b>

$$\begin{aligned} \rho_{\text{liquid}} &= 78,571429 \text{ lb/ft}^3 \\ &= \frac{78,571429 \text{ lb/ft}^3}{99,610450 \text{ lb/lbmol}} \\ &= 0,788787 \text{ lbmol/ft}^3 \\ &= 0,012600 \text{ mol/cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Surface Tension } (\sigma) &= 0,012600 \text{ mol/cm}^3 \times 216,155683 \\ &= 35,186934 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

#### Dasar Perancangan Kolom Distilasi

$$V = 33.266,232867 \text{ lb/jam} \quad \rho_V = 0,368119 \text{ lb/ft}^3$$

$$L = 22.702,741255 \text{ lb/jam} \quad \rho_L = 78,571429 \text{ lb/ft}^3$$

#### Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

$$\begin{aligned} V &= \frac{V}{\rho_V} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} \\ &= \frac{33.266,232867 \text{ lb/jam}}{0,368119 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dtk}} \\ &= 25,102256 \text{ ft}^3/\text{s} \\ L &= \frac{L}{\rho_L} \times \frac{7,48 \text{ gal.j}}{60 \text{ ft}^3 \cdot \text{menit}} \\ &= \frac{23.116,517253 \text{ lb/jam}}{78,571429 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{7,48 \text{ gal.j}}{60 \text{ ft}^3 \cdot \text{menit}} \\ &= 36,021683 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Trial:  $T = 20$  dan  $\sigma = 35,186934 \text{ dyne/cm}$ , didapatkan  $C = 630$  (Ludwig, gbr. 8.38)

$$\begin{aligned} G &= C \sqrt{\rho_V (\rho_L - \rho_V)} \\ &= 630 \sqrt{0,368119 (78,571429 - 0,368119)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 630 \sqrt{5,365457} \\
 &= 3.380,238161 \text{ lb/j.ft}^2 \\
 d &= 1,13 \sqrt{\frac{V_M}{G}} \\
 &= 1,13 \sqrt{\frac{23.116,517253}{3.380,238161}} \\
 &= 1,13 \times 2,615095 \\
 &= 2,955058 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Menentukan type aliran:**

$L = 36,021683 \text{ gpm}$ , dari gambar 8.63 ludwig hal. 96, type aliran “Reverse Flow”

**Pengecekan terhadap liquid head (hd)**

$$\begin{aligned}
 Q_{\max} &= 1,3 \times L \\
 &= 1,3 \times 36,021683 \text{ gpm} \\
 &= 46,828188 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\min} &= 0,7 \times L \\
 &= 0,7 \times 36,021683 \text{ gpm} \\
 &= 25,215178 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\text{how}_{\max} = \left[ \frac{Q_{\max}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$\text{how}_{\min} = \left[ \frac{Q_{\min}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$\text{hw} = 1,5-3,5 \text{ (diambil} = 1,5)$$

$$\text{h}_L \text{ max} = \text{hw} + \text{how max}$$

$$\text{h}_L \text{ min} = \text{hw} + \text{how min}$$

Untuk  $D = 3,5$  ;  $\text{ft} = 42 \text{ in}$  ;  $T = 15$ , Sieve Tray dan Reverse flow:

Lw/d (%)	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8
Lw	23,1	25,2	27,3	29,4	31,5	33,6
How max	0,6623	0,6249	0,5925	0,5639	0,5385	0,5159
How min	0,4383	0,4136	0,3921	0,3732	0,3565	0,3414
Hw	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
hl max	2,1623	2,1249	2,0925	2,0639	2,0385	2,0159
hl min	1,9383	1,9136	1,8921	1,8732	1,8565	1,8414

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

$$\text{Lw/d} = 60\%$$

$$\begin{aligned}
H_w - h_c &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
h_c &= 1,5 - \frac{1}{4} \\
h_c &= 1,25 \text{ in} \\
A_{dc} &= L_w \times h_c \\
&= 25,2 \text{ in} \times 1,25 \text{ in} \\
&= 31,5 \text{ in}^2 = 0,218750 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Dari gambar 8.48, Ludwig, hal. 77 didapatkan :

$$\begin{aligned}
A_d &= 5,25\% A_t \\
&= 0,0525 (1/4 \times 3,14 \times (3,5)^2) \\
&= 0,504853 \text{ ft}^2 \\
A_p &= 0,218750 \text{ ft}^2 \text{ (harga terkecil dari } A_{dc} \text{ dan } A_d) \\
h_d &= 0,03 \left[ \frac{Q_L \text{ max}}{100 \times A_p} \right]^2 \\
&= 0,03 \left[ \frac{46,828188}{100 \times 0,218750} \right]^2 \\
&= 0,03 \times 4,582670 \\
&= 0,137480 \text{ in} < 1 \text{ in (memadai)}
\end{aligned}$$

### Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk  $L_w/d = 60\%$ , pada gbr. 8.69 Ludwig didapatkan harga  $W_d = 10\% d$ .

$$\begin{aligned}
W_d &= 10\% d \\
&= 0,1 \times 3,5 \\
&= 0,35 \text{ in} = 4,2 \text{ ft} \\
r &= \frac{1}{2} d \\
&= \frac{1}{2} \times 3,5 \\
&= 1,75 \text{ ft} \\
W_s &= 3 \text{ in (luas daerah penenang / calming zone)} \\
x &= r - \frac{W_d + W_s}{12} \\
&= 1,75 - \frac{4,2 + 3}{12} \\
&= 1,15 \text{ ft} \\
A_a &= 2 (x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 2(1,15\sqrt{1,75^2 - 1,15^2} + 1,75^2 \sin^{-1} \frac{1,75}{1,15}) \\
&= (2 \times (1,15) \times (1,319091) + (3,062500) \times (0,717022)) \\
&= 254,663000 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Untuk bentuk  $\Delta \rightarrow \frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa	254,663	254,663	254,663	254,663	254,663
Ao	36,936	25,650	18,845	14,428	11,400

Untuk  $n = 3,5$ ,  $U_o$  max :

$$\begin{aligned}
U_o \text{ max} &= \frac{V_{\text{max}}}{A_o} \\
&= \frac{1,3 \times 25,102256}{18,845} \\
&= 1,731649 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
A_c &= A_t - A_d \\
&= (1/4 \times 3,14 \times 3,5^2) - (5,25 \% A_t) \\
&= 9,616250 - 0,504853 \\
&= 9,111397 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
hp &= 12 \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right) 1,14 \left( \frac{U_o^2}{2 \times gc} \right) \left[ 0,4 \left( r - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
&= 12 \left( \frac{0,368119}{78,571429} \right) 1,14 \left( \frac{1,763210^2}{2 \times gc} \right) \left[ 0,4 \left( 1,75 - \frac{18,845}{9,111397} \right) + \left( 1 - \frac{18,845}{9,111397} \right)^2 \right] \\
&= (0,056222 \times 0,055033) \times (0,127316 + 3,277819) \\
&= 0,010162 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
hr &= \frac{31,2}{\rho_L} \\
&= \frac{31,2}{78,571429} \\
&= 0,397091 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
hl &= h_{ow} + h_w \\
&= 0,6249 + 1,5 \\
&= 2,124900 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
ht &= hp + hr + hl \\
&= (0,010162 + 0,397091 + 2,124900) \text{ in}
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 &= 2,511829 \text{ in} \\
 \text{hb} &= \text{ht} + \text{hl} + \text{hd} \\
 &= (22,511829 + 2,124900 + 0,142537) \\
 &= 4,774209 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Pengecekan:  $\frac{\text{hb}}{\text{T}+\text{hw}} \leq 0,5$

$$\text{T} \geq 2 (4,778892 \text{ in}) - 1,5 \text{ in}$$

$$\text{T} \geq 8,057785 \text{ in (memenuhi T = 15 in)}$$

### Stabilitas Tray dan Weeping

$$\begin{aligned}
 U_{0\text{min}} &= \frac{V_{\text{min}}}{A_o} \\
 &= \frac{0,7 \times 25,559765}{18,845} \\
 &= 0,932427 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{hpm} &= 12 \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right) 1,14 \left( \frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[ 0,4 \left( r - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 12 \left( \frac{0,368119}{78,571429} \right) 1,14 \left( \frac{0,932427^2}{2 \times 32,2} \right) \left[ 0,4 \left( 1,75 - \frac{18,845}{9,111397} \right) + \left( 1 - \frac{18,845}{9,111397} \right)^2 \right] \\
 &= (0,056222 \times 0,015390) \times (0,127316 + 3,277819) \\
 &= 0,725 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{hpw} &= 0,2 + 0,05 \text{ hl} \\
 &= 0,2 + 0,05 (2,124900) \\
 &= 0,306245 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena  $\text{hpm} \geq \text{hpw}$  maka tray sudah stabil untuk  $n = 3,5$

### Pengecekan pada Entertainment

Syarat tidak terjadi entrainment :  $\frac{e_o}{e} \geq 1$ , dimana  $e_o = 0,1$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{V_{\text{max}}}{A_c} \\
 &= \frac{1,3 \times 25,559765}{9,111397} \\
 &= 3,581551 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Te} &= \text{T} - 2,5 (\text{hl}) \\
 &= 15 - 2,5 (2,124900) \\
 &= 9,687750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 e &= 0,22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{U_c}{T_e} \right)^{3,2} \\
 &= 0,22 \left( \frac{73}{35,187000} \right) \left( \frac{3,646828}{9,687750} \right)^{3,2} \\
 &= 0,22 (2,074630 \times 0,043875) \\
 &= 0,018901
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{e_o}{e} &= \frac{0,1}{0,020025} \\
 &= 5,290813 \geq 1 \text{ (memenuhi syarat)}
 \end{aligned}$$

### Pelepasan uap dalam Downcomer

Syarat pelepasan uap dalam downcomer :  $\frac{wl}{wd} \leq 0,6 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 wl &= 0,8 \times \sqrt{\text{how} (T+hw+hb)} \\
 &= 0,8 \times \sqrt{0,6249 (15+1,5+4,778892)} \\
 &= 2,916903 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 wd &= 11\% d \text{ (11 \% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77 dengan } lw/d = 60 \%) \\
 &= 11\% (3,5) \\
 &= 0,385 \text{ ft} \\
 &= 4,620 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{wl}{wd} &= \frac{2,917224}{4,620} \\
 &= 0,530726 < 0,6 \text{ (memadai)}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Kolom

a. Menentukan Tinggi kolom

$$\text{Jumlah tray aktual} = 27 \text{ tray}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tray total} &= \text{Tray aktual} + 1 \text{ tray Kondensor} + 1 \text{ tray Reboiler} \\
 &= 29 \text{ tray}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah antar tray (T)} = 15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi shell} &= 29 \times 15 \text{ in} \\
 &= 435 \text{ in} = 36,25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$D_i \text{ kolom distilasi} = 3,5 \text{ ft} = 42 \text{ in}$$

b. Tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

$$V_{\text{dish}} = 0,0847 (d^3)$$

$$= 0,0847 (3,5)$$

$$= 3,631513 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi tutup (La=Lb)} = 0,169 (d)$$

$$= 0,169 (3,5)$$

$$= 0,591500 \text{ ft} = 7,098000 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = \text{La} + \text{Ls} + \text{Lb}$$

$$= (7,098000 + 435 + 7,098000) \text{ in}$$

$$= 449,196000 \text{ in}$$

c. Menentukan volume kolom destilasi

$$\text{Umpan masuk} : 18.765,850325 \text{ kg/jam} = 41.378,699967 \text{ lb/jam}$$

$$V_{\text{Liquida}} = \frac{F}{\rho_L}$$

$$= \frac{41.378,699967 \text{ lb/jam}}{78,571429}$$

$$= 526,638000 \text{ ft}^3$$

Kolom destilasi di isi 80 %, maka :

$$V_{\text{kolom}} = \frac{V_{\text{Liquida}}}{80\%}$$

$$= \frac{526,638000}{0,8}$$

$$= 658,297499 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{liq. dlm shell}} = V_{\text{liquida}} - V_{\text{dish}}$$

$$= 526,638000 \text{ ft}^3 - 3,631513$$

$$= 523,006487 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{LS}} = \frac{1}{4} \pi \cdot d_i^2 \cdot h_l$$

$$h_l = \frac{V_{\text{LS}}}{\frac{1}{4} \pi \cdot d_i^2}$$

$$= \frac{523,006487}{\frac{1}{4} (3,14)(3,5^2)}$$

$$= 54,387780 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi larutan} = h_l + h_b$$

$$= 54,387780 + 4,778892$$

$$= 59,161989 \text{ ft}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}
&= 14,7 \text{ psi} + \frac{\rho_L \times hl}{144} \\
&= 14,7 \text{ psi} + \frac{78,571429 \times 54,387780}{144} \\
&= 14,7 + 29,675872 \\
&= 44,375872 \text{ psi}
\end{aligned}$$

d. Menentukan tebal tangki (ts):

Berdasarkan Brownell & Young hal. 254 dan 335, maka bahan yang digunakan carbon steel SA 135 Grade B,  $F = 12.750$ ,  $E = 0,85$ ,  $C = 1/6$

$$\begin{aligned}
ts &= \frac{pi \cdot di}{2(F \cdot E - 0,6 \cdot pi)} \\
&= \frac{44,375872 \times 42}{2((12.750 \times 0,85) - (0,6 \times 44,375872))} \\
&= \frac{1.863,786619}{21.621,748954} \\
&= 0,148700 \text{ in}
\end{aligned}$$

Standarisasi :

$$\begin{aligned}
do &= di + 2ts \\
&= 42 + 2(0,148700) \\
&= 42,297399 \text{ in}
\end{aligned}$$

Pendekatan ke  $do = 42 \text{ in}$  (*Brownell & Young tabel 5.7 hal 89*)

$$\begin{aligned}
Di &= do - 2ts \\
&= 42 - 2(0,148700 \text{ in}) \\
&= 41,702601 \text{ in} = 3,475217 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas dan bawah standar dished (tha)

$$r = d = 41,702601 \text{ in} = 3,475217 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
tha &= \frac{0,885 \times pi \cdot r}{F \cdot E - 0,1 \cdot pi} + C \\
&= \frac{0,885 \times 44,920494 \times 41,700480}{12.750 \times 0,85 - 0,1 \times 44,920494} + \frac{1}{16} \\
&= \frac{1.637,771503}{10.833,062413} + \frac{1}{16} \\
&= 0,213683 \text{ in}
\end{aligned}$$

## Spesifikasi Kolom Destilasi

### 1. Silinder

Diameter dalam : 41,702601 in

Diameter luar : 42 in

Tinggi : 36,25 ft = 435 in

Tebal : 0,148700 in

### 2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

Crown radius : 41,702601 in

Tinggi : 7,098000 in

Tebal : 0,213683 in

### 3. Tray

Jumlah tray : 27 Tray

Jarak antar Tray : 15 in

Susun Pitch : Segitiga

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

## 21. KONDENSOR (K-01)

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembungkan hasil atas dari destilasi

Jenis : Shell and tube

### Data perencanaan:

Faktor kekotoran gabungan (Rd) = 0,003 j.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Pressure drop pada bagian tube = 2,5 psi

Pressure drop pada bagian shell = 2,5 psi

Suhu bahan masuk (T<sub>1</sub>) = 179°C = 452°F

Suhu bahan keluar (T<sub>2</sub>) = 60°C = 140°F

Suhu air masuk (t<sub>1</sub>) = 30°C = 86°F

Suhu air keluar (t<sub>2</sub>) = 140°C = 284°F

Air pendingin masuk pada bagian shell (fluida dingin), dowertherm masuk pada bagian tube (fluida panas).

### Perhitungan:

#### 1. Neraca massa dan panas

Dari lampiran, didapat:

$$Q = 22.599.498,326297 \text{ kJ/jam} = 21.421.325,427770 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa air pendingin} = 108.829,416930 \text{ kg} = 239.927,509153 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} 2. \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \\ &= \frac{(452-284)-(140-86)}{\ln\left(\frac{347,27-284}{140-86}\right)} \\ &= \frac{9,270000}{0,158427} \\ &= 58,512666 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Menentukan suhu kalodik

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{1}{2}(T_1 + T_2) \\ &= \frac{1}{2}(452 + 140)^\circ\text{F} \\ &= 243,635^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{1}{2}(t_2 + t_1) \\ &= \frac{1}{2}(284 + 86) \\ &= 185 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{452 - 140}{284 - 86} \\ &= 1,046818^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{284 - 86}{347,27 - 86} \\ &= 0,757837^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh type HE : 3-6 dan  $F_t = 0,78$  (Kern, fig. 18 hal. 828)

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \cdot \Delta T_{LMTD} \\ &= 0,78 \times 58,512666 \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 45,639880^\circ\text{F} \end{aligned}$$

#### 4. Trial Ud

Harga Ud untuk heater dengan media panas berupa liquid dengan media dingin berupa liquid adalah 250 - 500 Btu/j.ft<sup>2</sup>.°F (Kern, tabel 8 hal 840)

$$\text{Trial Ud} = 250 \text{ Btu}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \cdot \Delta t} \\ &= \frac{21.421.325,427770}{250 \times 45,639880} \\ &= 1.877,421731 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \times l} \\ &= \frac{1.877,421731}{0,2618 \times 16} \\ &= 448,200375 \end{aligned}$$

$$N_t \text{ standar} = 456 \quad (\text{Kern, tabel 8 hal 840})$$

Harga a'' diambil dari Kern, tabel 10 hal 843, untuk ukuran pipa 1 "OD BWG 8

$$\begin{aligned} U_d \text{ koreksi} &= \frac{N_t}{N_t \text{ Standar}} \times U_d \text{ trial} \\ &= \frac{448,200375}{456} \times 250 \\ &= 240,967944 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F} \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara perancangan:

Type : 3-6

Bagian shell : IDS = 33 in

$$B = 7$$

$$n' = 3$$

$$d_e = 0,99$$

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

$$ID = 0,670 \text{ in}$$

$$a' = 0,355 \text{ in}$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$n = 6$$

$$l = 16 \text{ ft}$$

$$\text{pitch} = 1 \frac{1}{4}(\text{square})$$

## Evaluasi perpindahan panas

### 1. Bagian shell (air)

$$\begin{aligned}c' &= P_T - d_o \\ &= 1 \frac{1}{4} - 1 \text{ in} \\ &= \frac{1}{4} \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}a_s &= \frac{ID.S.B.c'}{n'.P_T.144} \\ &= \frac{33 \times 7 \times \frac{1}{4}}{3 \times 1 \frac{1}{4} \times 144} \\ &= 0,106944 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}G_s &= \frac{m}{a_s} \\ &= \frac{244.300,383930 \text{ lb/jam}}{0,106944 \text{ ft}^2} \\ &= 2.243.478,007667 \text{ lb/j.ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{d_e.G_s}{\mu.2,42} \\ &= \frac{(0,99/12) \times (2.243.478,007667)}{0,39 \times 2,42} \\ &= 196.108,217453\end{aligned}$$

$$j_H = 75 \quad (\text{Kern, fig. 28 hal 838})$$

$$k = 0,398 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft} \quad (\text{Kern, tabel 4})$$

$$\begin{aligned}h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 75 \frac{0,398}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,39}{0,398} \right)^{1/3} \times 1 \\ &= 118,181818 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F/ft}\end{aligned}$$

### 2. Bagian tube (bahan)

$$\begin{aligned}a_t &= \frac{N_t.a'}{n.144} \\ &= \frac{448,200375 \times 0,355}{2 \times 144} \\ &= 0,184156 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}G_t &= \frac{m}{a_t} \\ &= \frac{239.927,509153}{0,184156} \\ &= 1.302.846,405748 \text{ lb/j.ft}^{2+}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{d_i G_t}{\mu \cdot 2,42} \\
 &= \frac{(0,67/12) \times (1.302.846,405748)}{0,0355 \times 2,42} \\
 &= 10.160.715,770589
 \end{aligned}$$

$$jH = 200 \text{ (Kern, fig. 24 hal 834)}$$

$$k = 0,092 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft (Kern, tabel 5)}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= jH \frac{k}{d_i} \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 200 \frac{0,092}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,57}{0,092} \right)^{1/3} \times 1 \\
 &= 680,597015 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{d_i}{d_o} \\
 &= 680,597015 \times \frac{0,670}{1} \\
 &= 456,000000 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{456,000000 \times 118,181818}{456,000000 + 118,181818} \\
 &= 93,856871 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} \\
 &= \frac{93,856871 - 245,359781}{93,856871 \times 245,359781} \\
 &= 0,006505 \text{ j.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

Harga  $R_d > R_d$  tetapan, maka memenuhi.

### Spesifikasi alat:

Nama : Kondensor

Type : Shell and tube

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi:

Type : 3-6

Bagian shell : IDS = 33 in

B = 7

$n' = 3$   
 $d_e = 0,99$   
 Bagian tube : OD = 1 in BWG 8  
                   ID = 0,670 in  
                    $a' = 0,355$  in  
                    $a'' = 0,2618$  ft<sup>2</sup>/ft  
 $n = 6$   
 $l = 16$  ft  
 pitch = 1 ¼(square)  
 jumlah : 1 buah

## 22. REBOILER (RE-01)

Fungsi : Untuk menguapkan dan memanaskan hasil bawah dari destilasi

Jenis : Shell and tube

### Data perencanaan:

Faktor kekotoran gabungan (Rd) = 0,003 j.ft<sup>2</sup>.°F/Btu  
 Pressure drop pada bagian tube = 2,5 psi  
 Pressure drop pada bagian shell = 2,5 psi  
 Suhu bahan masuk (T<sub>1</sub>) = 175,15°C = 347,27°F  
 Suhu bahan keluar (T<sub>2</sub>) = 225°C = 437°F  
 Suhu dowtherm masuk (t<sub>1</sub>) = 230°C = 446°F  
 Suhu dowtherm keluar (t<sub>2</sub>) = 135°C = 275°F

### Perhitungan:

1. Neraca massa dan panas

Dari lampiran, didapat:

$$Q = 22.204.390,008760 \text{ kJ/jam} = 21.046.815,174181 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Massa Dowtherm} = 152.256,504125 \text{ kg} = 335.667,734124 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}
 2. \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \\
 &= \frac{(446 - 347,27) - (437 - 275)}{\ln\left(\frac{446 - 347,27}{437 - 275}\right)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{63,270000}{0,495207} \\
 &= 127,764628^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan suhu kalodik

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{1}{2}(T_2 + T_1) \\
 &= \frac{1}{2}(437 + 347,27)^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$= 392,135^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{1}{2}(t_2 + t_1) \\
 &= \frac{1}{2}(275 + 446) \\
 &= 360,50^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{437 - 347,27}{275 - 446} \\
 &= 0,524737^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{275 - 446}{437 - 446} \\
 &= 0,966626^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh type HE : 3-4 dan  $F_t = 0,95$  (Kern, fig. 18 hal. 828)

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_t \cdot \Delta T_{LMTD} \\
 &= 0,95 \times 127,764628^\circ\text{F} \\
 &= 121,376397^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

### 4. Trial Ud

Harga Ud untuk reboiler dengan media panas berupa liquid dengan media dingin berupa liquid adalah 75 - 150 Btu/j.ft<sup>2</sup>.°F (Kern, tabel 8 hal 840)

$$\text{Trial Ud} = 127 \text{ Btu}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_d \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{21.046.815,174181}{127 \times 121,376397} \\
 &= 1.365,363931 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1.365,363931}{0,2618 \times 16} \\
 &= 325,955866
 \end{aligned}$$

Nt standar = 330

(Kern, tabel 8 hal 840)

Harga a” diambil dari Kern, tabel 10 hal 843, untuk ukuran pipa 1 “OD BWG 8

$$\begin{aligned}
 \text{Ud koreksi} &= \frac{Nt}{Nt \text{ Standar}} \times \text{Ud trial} \\
 &= \frac{325,955866}{330} \times 127 \\
 &= 125,443621 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara perancangan:

Type : 3-4

Bagian shell : IDS = 23 ¼ in

$$B = 7$$

$$n' = 3$$

$$de = 0,99$$

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

$$ID = 0,670 \text{ in}$$

$$a' = 0,355 \text{ in}$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$n = 4$$

$$l = 16 \text{ ft}$$

$$\text{pitch} = 1 \frac{1}{4}(\text{square})$$

### Evaluasi perpindahan panas

#### 1. Bagian shell (air)

$$\begin{aligned}
 c' &= P_T - do \\
 &= 1 \frac{1}{4} - 1 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{IDS \cdot B \cdot c'}{n' \cdot P_T \cdot 144} \\
 &= \frac{23 \frac{1}{4} \times 7 \times \frac{1}{4}}{3 \times 1 \frac{1}{4} \times 144} \\
 &= 0,081019 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$Gs = \frac{m}{as}$$

$$= \frac{335.667,734124 \text{ lb/jam}}{0,081019 \text{ ft}^2}$$

$$= 4.143.098,889762 \text{ lb/j.ft}^2$$

$$N_{Re} = \frac{de \cdot G_s}{\mu \cdot 2,42}$$

$$= \frac{(0,99/12) \times (4.143.098,889762)}{0,39 \times 2,42}$$

$$= 362.158,993860$$

$$jH = 210 \text{ (Kern, fig. 28 hal 838)}$$

$$k = 0,039 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft (Kern, tabel 4)}$$

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 210 \frac{0,039}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,39}{0,0039} \right)^{1/3} \times 1$$

$$= 32,425765 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

## 2. Bagian tube (bahan)

$$at = \frac{Nt \cdot a'}{n \cdot 144}$$

$$= \frac{325,955866 \times 0,355}{2 \times 144}$$

$$= 0,200893 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at}$$

$$= \frac{335.667,734124}{0,154331}$$

$$= 1.670.878,714283 \text{ lb/j.ft}^{2+}$$

$$N_{Re} = \frac{di \cdot Gt}{\mu \cdot 2,42}$$

$$= \frac{(0,67/12) \times (1.670.878,714283)}{0,0355 \times 2,42}$$

$$= 13.030.947,952152$$

$$jH = 500 \text{ (Kern, fig. 24 hal 834)}$$

$$k = 0,083 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft (Kern, tabel 5)}$$

$$h_i = jH \frac{k}{di} \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 500 \frac{0,083}{(0,99/12)} \left( \frac{1 \times 0,57}{0,083} \right)^{1/3} \times 1$$

$$= 1.701,492537 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{d_i}{d_o} \\
 &= 1.701,492537 \times \frac{0,670}{1} \\
 &= 1.140,000000 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1.140,000000 \times 32,425765}{1.140,000000 + 32,425765} \\
 &= 31,528966 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \\
 R_d &= \frac{U_c - U_d \text{ koreksi}}{U_c \times U_d \text{ koreksi}} \\
 &= \frac{31,528966 - 126,197348}{31,528966 \times 126,197348} \\
 &= 0,023745 \text{ j.ft}^2.\text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

Harga  $R_d > R_d$  tetapan, maka memenuhi.

#### Spesifikasi alat:

Nama : Reboiler

Type : Shell and tube

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi:

Type : 3-4

Bagian shell : IDS = 23 ¼ in

B = 7

n' = 3

de = 0,99

Bagian tube : OD = 1 in BWG 8

ID = 0,670 in

a' = 0,355 in

a'' = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

n = 4

l = 16 ft

pitch = 1 ¼(square)

jumlah : 1 buah

### 23. TANGKI PENAMPUNG C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COCl (TP-06)

Fungsi : Untuk menampung larutan C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>COCl dari kolom destilasi

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,062500

Waktu tinggal : 24 jam

Bahan masuk : 1.698,259322 kg/jam = 3.744,661805 lb/jam

#### 1. Menentukan volume tangki

Bahan masuk = 1.698,259322 kg/jam = 3.744,661805 lb/jam

$\rho$  campuran = 1,046 g/cm<sup>3</sup> = 65,299688 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{3.744,661805 \text{ lb/jam}}{65,299688 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 57,345784 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu operasi} \\ &= 57,345784 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 1.376,298817 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times \text{Volume liquid} \\ &= 20\% \times 1.376,298817 \text{ ft}^3 \\ &= 275,259763 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} \\ &= (1.376,298817 + 275,259763) \text{ ft}^3 \\ &= 1.651,558580 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

#### 2. Menentukan dimensi vessel

a. Menghitung diameter vessel

Diasumsikan : Ls = 1,5 di

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1.651,558580 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{(3,14) \text{di}^2}{4} (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1.651,558580 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + 1,177500 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1.651,558580 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 1.226,192427 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = \sqrt[3]{1.226,192427}$$

$$= 10,703345 \text{ ft} = 128,440146 \text{ in}$$

b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 1.376,298817 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \cdot \tan 60}$$

$$= 1.376,298817 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (10,703345 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)}$$

$$= 1.376,298817 \text{ ft}^3 - 92,619850 \text{ ft}$$

$$= 1.283,678966 \text{ ft}$$

c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$H_{\text{liquid dalam shell}} = \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times \text{di}^2}$$

$$= \frac{1.283,678966 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (10,703345 \text{ ft})^2}$$

$$= 14,274065 \text{ ft}$$

d. Menentukan P design

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_h$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$P_h = \frac{\rho \times (H-1)}{144}$$

$$= \frac{65,299688 \times (14,274065-1)}{144}$$

$$= 6,019391 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 14,696 \text{ psi} + 6,019391 \text{ psia}$$

$$= 20,715391 \text{ psia}$$



e. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$t_s = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C$$

$$t_s = \frac{20,715391 \times 128,440146}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 20,715391)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{2.660,687858}{29.987,570765} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0,151226 \text{ in}$$

Standarisasi DO

$$DO = DI + 2 \cdot t_s$$

$$= (128,440146 \text{ in}) + 2(0,151931 \text{ in})$$

$$= 128,742598 \text{ in}$$

Standarisasi DO = 132 in (*Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91*)

$$DI = DO - 2 \cdot t_s$$

$$DI = 132 \text{ in} - 2(0,151931 \text{ in})$$

$$DI = 131,697547 \text{ in}$$

$$= 10,974796 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara  $L_s$  dengan  $d_i$  :

$$\text{Volume total} = 0,0847 \cdot d_i^3 + \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} (L_s) + 0,0847 \cdot d_i^3$$

$$1.651,558580 \text{ ft}^3 = 0,0847 \cdot (10,974796 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (10,974796 \text{ ft})^2}{4} (L_s) + 0,0847 \cdot (10,974796 \text{ ft})^3$$

$$1.651,558580 \text{ ft}^3 = 111,962537 \text{ ft}^3 + 94,550219 L_s + 111,962537 \text{ ft}^3$$

$$L_s = \frac{(1.651,558580 \text{ ft}^3) - (111,962537 \text{ ft}^3 + 111,962537 \text{ ft}^3)}{94,550219}$$

$$L_s = 15,099209 \text{ ft} = 181,190507 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{15,099209 \text{ ft}}{10,974796 \text{ ft}}$$

$$= 1,375808 \text{ ft (memenuhi)}$$

### 3. Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebntuk standart dushed

$$r = 130 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$\text{icr} = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$\text{sf} = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$th_a = \frac{0,885 \times P_i \times d_i}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_i} + C$$

$$th_a = \frac{0,885 \times 20,715391 \text{ psia} \times 131,697547 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 20,715391 \text{ psia})} + \frac{1}{16}$$

$$th_a = \frac{2.414,427094}{14.997,928461} + \frac{1}{16}$$

$$th_a = 0,223484 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas dan bawah ( $h_a = h_b$ ) :

$$\begin{aligned} a &= \frac{d_i}{2} \\ &= \frac{131,697547}{2} \\ &= 65,848774 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (65,848774 - 9/16) \text{ in} \\ &= 65,286274 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (130 - 9/16) \text{ in} \\ &= 129,437500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\ &= \sqrt{(129,437500)^2 + (65,286274)^2} \\ &= 111,766582 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= (130 - 111,766582) \text{ in} \\ &= 18,233418 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_a &= th_a + b + sf \\ &= (0,223484 + 18,233418 + 2,0) \text{ in} \end{aligned}$$

$$h_a = 20,456902 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki penampung sebagai berikut:

$$DO = 132 \text{ in}$$

$$DI = 131,697547 \text{ in}$$

$$L_s = 181,190507 \text{ in}$$

$$t_s = 0,151226 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 0,223484 \text{ in}$$

$$h_a = 20,456902 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 0,223484 \text{ in}$$

$$h_b = 20,456902 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\ &= h_b + L_s + h_a \\ &= (20,456902 + 181,190507 + 20,456902) \text{ in} \\ &= 222,104311 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 24. TANGKI PENAMPUNG PRODUK (TP-07)

Fungsi : Untuk menampung produk dari kolom destilasi

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) :  $1/16 = 0,062500$

Waktu tinggal : 6 jam

Bahan masuk :  $14.520,202020 \text{ kg/jam} = 32.017,045455 \text{ lb/jam}$

$\rho$  campuran :  $1,25 \text{ g/cm}^3$  (perry's edisi 7, hal 2-95)  
:  $78,035 \text{ lb/ft}^3$

Suhu :  $30^\circ\text{C}$

**Direncanakan storage untuk menyimpan bahan selama 6 jam**

**Perhitungan:**

**Menentukan diameter tangki**

$$\begin{aligned} \text{Larutan yang ditampung} &= \text{bahan masuk} \times \text{lama simpan bahan} \\ &= 32.017,045455 \text{ lb/jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 192.102,272727 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{192.102,272727}{78,035}$$

$$= 2.461,745021 \text{ ft}^3$$

Volume larutan mengisi 80% dari volume storage, maka:

$$\text{Volume storage} = \frac{\text{volume larutan}}{80\%}$$

$$= \frac{2.461,745021 \text{ ft}^3}{80\%}$$

$$= 3.077,181276 \text{ ft}^3$$

Asumsi:

$$L_s = 1,5 \text{ DI}$$

$$\text{Volume storage} = \frac{\pi}{4} \text{DI}^2 L_s + 0,0847 \text{D}^3$$

$$3.077,181276 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} \text{di}^2 (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{d}^3$$

$$3.077,181276 \text{ ft}^3 = 1,262200 \text{ di}^3$$

$$\text{DI}^3 = 2.437,950623 \text{ ft}^3$$

$$= 13,4589 \text{ ft}$$

$$= 161,506330 \text{ in}$$

**Menentukan tekanan design (Pi) :**

$$\text{Volume larutan dalam shell} = \text{volume larutan} - \text{volume tutup atas}$$

$$= 2.461,745021 - 0,0847 (13,4589)^3$$

$$= 2.255,250603 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi liquid dalam shell (H)} = \frac{\text{volume larutan dalam shell}}{\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot \text{di}^2}$$

$$= \frac{2.255,250603}{\frac{1}{4} \times (3,14) \times (13,4589)^2}$$

$$= \frac{2.255,250603}{142,195633}$$

$$= 15,860196 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \frac{\rho (H-1)}{144}$$

$$= \frac{78,035 (15,860196 - 1)}{144}$$

$$= 8,052885 \text{ Psi}$$

$$\text{Tekanan design (P}_{\text{design}}) = \text{Ph} - 14,696 \text{ Psi}$$

$$= (8,104786 - 14,696) \text{ Psi}$$

$$= 22,748885 \text{ Psi}$$

Menentukan tebal silinder:

Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316  
f allowable : 18.750 Psi (Brownell and Young, hal: 254)  
Faktor korosi (C) : 1/16 in  
Type pengelasan : double welded but joint (E = 0,8)  
Tekanan design ( $P_{design}$ ) : 22,748885 Psi

$$ts = \frac{\pi \cdot di}{(2 \cdot f \cdot E) - (0,6 \cdot \pi)} + C$$

$$ts = \frac{(22,748885 \times 161,506330)}{(2 \times 18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 22,748885)} + \frac{1}{16}$$

$$ts = \frac{3.674,088863}{29.986,350669} + \frac{1}{16}$$

$$ts = 0,185025 \text{ in}$$

Standarisari DO:

$$DO = DI + 2 \cdot ts$$

$$DO = 161,506330 \text{ in} + 2(0,185025) \text{ in}$$

$$DO = 161,876380 \text{ in}$$

Dengan penggunaan ke atas maka diharga DO = 168 in

Dari table 5-7 Brownell and Young hal.90 didapat harga :

$$DO = 168$$

$$icr = 9 \frac{3}{8}$$

$$r = 144$$

Menentukan harga di baru:

$$DI = DO - 2 \cdot ts$$

$$= 168 \text{ in} - 2(0,186047) \text{ in}$$

$$= 167,629949 \text{ in}$$

$$= 13,969162 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara Ls dengan di:

$$\text{Volume storage} = \frac{\pi}{4} di^2 Ls + 0,0847 d^3$$

$$3.077,181276 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} (13,969162)^2 Ls + 0,0847 (13,969162)^3$$

$$Ls = 12,327803 \text{ ft}$$

$$\frac{Ls}{di} = \frac{12,327803}{13,969162}$$

$$= 0,882501 < 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

Menentukan tebal tutup atas berbentuk standart dished:

$$t_{ha} = \frac{0,885 \cdot \pi \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot \pi} + C$$

$$t_{ha} = \frac{(0,885 \times 22,748885 \times 144)}{(18.750 \times 0,8) - 0,6 \times 22,748885} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = \frac{2.899,117858}{14.986,350669} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = 0,255951 \text{ in}$$

Menentukan tinggi storage:

$$\text{Tinggi shell} = L_s$$

$$= 12,327803 \text{ ft}$$

$$= 147,933637 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas berbentuk standart dished:

$$h_a = 0,169 \times d_i$$

$$= 0,169 \times 167,629949$$

$$= 28,329461 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi storage} = \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup}$$

$$= 147,933637 \text{ in} + 28,329461 \text{ in}$$

$$= 176,263099 \text{ in}$$

#### Spesifikasi alat:

Nama : Tangki Penyimpanan Produk (TP-07)

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Dimensi :  $d_i = 167,629949 \text{ in}$ ;  $d_o = 168 \text{ in}$ ;  $t_s = 0,185025 \text{ in}$ ;  $t_{ha} =$

$0,255951 \text{ in}$ ;  $h_a = 28,329461 \text{ in}$ ; tinggi shell =  $147,933637 \text{ in}$ ; dan tinggi storage =  $176,263099 \text{ in}$ .

Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah : 1 buah

## **LAMPIRAN D**

### **UTILITAS**

Unit utilitas merupakan salah satu unit yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini yaitu :

1. Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
2. Dowtherm sebagai media pemanas dalam proses produksi.
3. Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
4. Bahan bakar untuk mengoperasikan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan larutan pemanas
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

#### **A. Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, maka direncanakan diambil dari air kawasan. Pengambilan air kawasan ditampung dalam bak penampung air kawasan untuk mengalami pengolahan selanjutnya yang dipergunakan sebagai air sanitasi. Sedangkan untuk air proses, air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

#### **Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

- a. Syarat fisik
  - Berada di bawah suhu udara
  - Warnanya jernih
  - Tidak berasa
  - Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 kg/hari.

Jumlah karyawan pada pabrik = 183 orang.

Jam kerja untuk tiap karyawan = 8 jam/hari.

Pemakaian air sanitasi untuk 183 karyawan adalah :

$$\begin{aligned} &= 120 \times \frac{183}{3} \\ &= 7.320 \text{ kg/hari} \\ &= 305,000000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman :

$$\begin{aligned} &= 30 \times 305,000000 \text{ kg/jam} \\ &= 91,500000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Jadi kebutuhan air sanitasi adalah :

$$\begin{aligned} &= 1,4 \times (305,000000 + 91,500000) \text{ kg/jam} \\ &= 555,100000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Air pendingin**

Air pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	R-02	Reaktor II	38.795,837207
2	C-01	Cooler	55,908466
3	K-01	Kondensor	108.829,416930
<b>JUMLAH</b>			<b>147.569,345672</b>



Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplay dengan excess 20%.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pendingin} &= 1,2 \times 147.569,345672 \text{ kg/jam} \\ &= 177.083,214807 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan air pendingin direncanakan 10% excess, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Make up air pendingin} &= 1,1 \times 177.083,214807 \text{ kg/jam} \\ &= 194.791,536287 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

### Air Proses

Air proses yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	R-02	Reaktor II	2.847,852874
<b>JUMLAH</b>			<b>2.847,852874</b>

Total Kebutuhan air yang perlu disuplai yaitu:

No	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Sanitasi	951,600000
2	Air Pendingin	147.569,345672
3	Air Proses	2.847,852874
<b>JUMLAH</b>		<b>198.590,989161</b>

Untuk memenuhi kebutuhan air, maka pada Pra rancangan pabrik ini menggunakan air kawasan. Sebelum digunakan, air kawasan tersebut masih perlu diproses (water treatment) untuk memenuhi air sanitasi, air pendingin dan juga air proses.

### 1. POMPA AIR PENAMPUNG (PU-01)

Fungsi : Untuk mempompa air kawasan menuju bak air penampung.

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

#### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Rate aliran} &= 198.590,989161 \text{ kg/jam} \\ &= 198.590,989161 \times 2,205 \\ &= 437.893,131101 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1 \times 62,428 \\ &= 62,428 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$Q = \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{437.893,131101 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 7.014,370653 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 1,948436^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 9,012032 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 10 \text{ in schedule 40 (Peter, hal 888)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 10,750 \text{ in} = 0,896 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 10,020 \text{ in} = 0,8350 \text{ ft}$$

$$A = 78,80 \text{ in} = 0,5472 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,560594 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,8350 \text{ ft} \times 3,560594 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 344.989,682099 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,8350 \text{ ft}}$$

$$= 0,000055 \text{ ft}$$

$$f = 0,004$$

(Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88)

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	Σ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_c = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,8350} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(3,560594)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 17,996168 \times 6,338916$$

$$\Sigma F = 114,076189 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,560594 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right)$$

$$= \left( \frac{3,560594^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,196861$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right)$$

$$= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right)$$

$$= 9,739130$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right)$$

$$= \left( \frac{0}{62,428000} \right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 114,076189$$

$$W_s = 0,196861 + 9,739130 + 0 + 114,076189$$

$$= 124,012180$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$WHP = \frac{(124,012180) \times 1,948436 \times 62,428000}{550}$$

$$= \frac{15.084,467213}{550}$$

$$= 27,426304 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 1,948436 \times 448,8$$

$$= 874,458208 \text{ gpm}$$

$$\text{Maka daya pompa} = 80 \% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, fig 14-37 hal 520})$$

$$BHP = \frac{WHP}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{27,426304}{0,80}$$

$$= 34,282880 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}} \\ &= \frac{34,282880}{0,87} \\ &= 39,405609 \text{ Hp} \approx 39 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 10,020 in
Diameter luar	: 10,750 in
Heating Surface	: 0,5472 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 39 Hp
Kapasitas	: 874,458208 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

### 2. BAK AIR PENAMPUNG (BA-01)

Fungsi : Untuk menampung air kawasan

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Rate aliran : 198.590,989161 kg/jam = 437.893,131101 lb/jam

$\rho$  air pada 30°C : 1000 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{198.590,989161 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Waktu pengendapan = 12 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu pengendapan} \\ &= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\ &= 2.383,091870 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{\text{Volume air}}{\text{Volume liquid}}$$

$$= \frac{2.383,091870 \text{ m}^3}{0,80}$$

$$= 2.978,864837 \text{ m}^3$$

Bak terbentuk empat persegi Panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang} : \text{Lebar} : \text{Tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = (5 \times 3 \times 2) \text{ m}$$

$$= 30 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\text{Volume bak} = 30 \text{ x}^3$$

$$2.978,864837 \text{ m}^3 = 30 \text{ x}^3$$

$$\text{x}^3 = \frac{2.978,864837 \text{ m}^3}{30}$$

$$= 99,295495 \text{ m}^3$$

$$\text{x} = 4,630663 \text{ m}$$

jadi ukuran bak air penampung :

$$\text{Panjang} = 5 \times (4,630663 \text{ m})$$

$$= 23,153315 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \times (4,630663 \text{ m})$$

$$= 13,891989 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \times (4,630663 \text{ m})$$

$$= 9,261326 \text{ m}$$

**Spesifikasi bak air penampung :**

Bentuk : Persegi Panjang

Panjang : 23,153315 m

Lebar : 13,891989 m

Tinggi : 9,261326 m

Bahan : beton bertulang

Jumlah : 1 buah

### 3. POMPA KE CLARIFIER (PU-02)

Fungsi : Untuk mempompa air kawasan menuju clarifier

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

**Dasar perhitungan:**

$$\begin{aligned}\text{Rate aliran} &= 198.590,989161 \text{ kg/jam} \\ &= 198.590,989161 \times 2,205 \\ &= 437.893,131101 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1 \times 62,428 \\ &= 62,428 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{437.893,131101 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 7.014,370653 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 1,948436^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 9,012032 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 10 \text{ in schedule 40 (Peter, hal 888)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 10,750 \text{ in} = 0,896 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 10,020 \text{ in} = 0,8350 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 78,80 \text{ in} = 0,5472 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,3474 \text{ ft}^2} \\ &= 3,560594 \text{ ft/detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,8350 \text{ ft} \times 3,560594 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}}\end{aligned}$$

$$= 344.989,682099 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,8350 \text{ ft}}$$

$$= 0,000055 \text{ ft}$$

$$f = 0,004$$

(*Geankoplis,fig 2.20-3 hal 88*)

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,8350} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(3,560594)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 17,996168 \times 6,338916$$

$$\Sigma F = 114,076189 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$



$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,560594 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) \\ &= \left(\frac{3,560594^2}{2 \times 32,2}\right) \\ &= 0,196861 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) \\ &= \left(\frac{32 \times 9,8}{32,2}\right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) \\ &= \left(\frac{0}{62,428000}\right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 114,076189 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,196861 + 9,739130 + 0 + 114,076189 \\ &= 124,012180 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\text{WHP} = \frac{(124,012180) \times 1,948436 \times 62,428000}{550}$$

$$= \frac{15.084,467213}{550}$$

$$= 27,426304 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 1,948436 \times 448,8$$

$$= 874,458208 \text{ gpm}$$

Maka daya pompa = 80 % (Peter & Timmerhaus, fig 14-37 hal 520)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\ &= \frac{27,426304}{0,80} \\ &= 34,282880 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$\eta$  motor = 87 %

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{34,282880}{0,87} \\ &= 39,405609 \text{ Hp} \approx 39 \text{ Hp} \end{aligned}$$

#### Spesifikasi alat

Nama : Pompa  
Type : Centrifugal pump  
Diameter dalam : 10,020 in  
Diameter luar : 10,750 in  
Heating Surface : 0,5472 ft<sup>2</sup>  
Daya pompa : 39 Hp  
Kapasitas : 874,458208 gpm  
Bahan : Carbon Steel  
Jumlah : 1 buah

#### 4. CLARIFIER (C-01)

Fungsi : mengendapkan zat padat tersuspensi dalam air dengan menambahkan flokulan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$

Type : *gravity clarifier*

Data-data yang diketahui :

Rate air masuk (m) = 198.590,989161 kg/jam

Densitas ( $\rho$ ) = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal (t) = 12 jam

Rate volumetrik air

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{198.590,989161}{1000}$$

$$= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dirancang 90% dari volume tangki berisi air. Perbandingan tinggi silinder (H) dan diameter (D) = 1 : 3 dengan sudut conis 45°

Volume tangki

$$V = \frac{m \times t}{90\%} = \frac{198,590989 \times 1 \text{ jam}}{90\%} = 220,656655 \text{ m}^3$$

Dimensi Tangki

Volume tangki = Volume silinder + volume coins

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad \rightarrow H = 3D$$

$$= \frac{3}{4} \pi D^3$$

$$\text{Volume conis} = \frac{\pi}{4} D^2 \times h \quad \rightarrow h = \frac{1}{2} D \times \text{tg } 45 = \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{\pi}{8} D^3$$

$$\text{Volume Bin, } V_t = \frac{3}{4} \pi D^3 + \frac{\pi}{8} D^3$$

$$= 2,75 D^3$$

Maka, dapat diketahui :

$$\text{Diameter, } D = \left( \frac{V_t}{2,75} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left( \frac{220,656655}{2,75} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 4,313152 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Silinder, } H = 3 \times D$$

$$= 3 \times 4,313152 \text{ m}$$

$$= 12,939456 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi conis, } h = \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{1}{2} \times 4,313152 \text{ m}$$

$$= 2,156576 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total, } H_t = H + h$$

$$= 12,939456 \text{ m} + 2,156576 \text{ m}$$

$$= 15,096033 \text{ m}$$

### Desain pengaduk *clarifier*

Pengaduk jenis *six plate blade turbin*

Konfigurasi pengaduk :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ Z_i/D_i &= 1,3 \\ \text{Baffle} &= 4 \text{ buah} \\ w/D_i &= 0,10 \\ L/D_i &= 0,25 \\ J/D_i &= 0,20 \\ D_t &= 2,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Keterangan,

- $D_t$  = diameter dalam tangki
- $D_i$  = diameter pengaduk
- $Z_i$  = tinggi pengaduk dari dasar tangki
- $w$  = lebar baffle
- $L$  = panjang sudu (blade)
- $J$  = lebar sudu (blade)

Maka,

$$\begin{aligned} D_i &= 1,437717 \text{ m} \\ Z_i &= 0,904211 \text{ m} \\ w &= 0,069555 \text{ m} \\ L &= 0,173887 \text{ m} \\ J &= 0,139109 \text{ m} \end{aligned}$$

Power Pengaduk

$$\text{Bilangan Reynold, } NRe = \frac{D_i^2 \times N \times \rho}{\eta}$$

Keterangan :

- $N$  = putaran pengaduk = 90 rpm = 1,44 rps
- $D_i$  = diameter pengaduk = 1,437717 m = 4,717151 ft
- $\rho$  = densitas larutan = 62,43 lb/ft<sup>3</sup>

$$\eta = \text{viskositas larutan} = 5,4 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{(4,717151)^2 \times 1,5 \times 62,43}{0,00054} \\ &= 3.704.431,561331 \end{aligned}$$

$$\text{Power number } \Phi = 7$$

Sehingga power pengaduk :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\Phi \times n^3 \times D_i^5 \times \rho}{g_c} \rightarrow g_c = 32,174 \\ &= \frac{7 \times 1,44^3 \times 4,717151^5 \times 62,43}{32,174} \\ &= 249,138826 \text{ ft.lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\ &= 0,452980 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor ( $\eta$ )= 92%, maka power motor dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \frac{\text{Hp Required}}{\eta} \\ &= 0,492369 \text{ Hp} \end{aligned}$$

∴ Power motor standar 0,5 Hp

#### **Kebutuhan flokulan**

Flokulan yang digunakan adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  dengan dosis 15 ppm.

$$\text{Dosis 15 ppm} = 15 \text{ mg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam tangki sedimentasi} &= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 198.590,989161 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah flokulan yang dibutuhkan} &= \text{dosis} \times \text{volume air} \\ &= 15 \text{ mg/L} \times 198.590,989161 \text{ L/jam} \\ &= 2.978.864,837422 \text{ mg/jam} \\ &= 2,978865 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### **5. POMPA KE BAK SAND FILTER (PU-03)**

Fungsi : Untuk memompa air kawasan menuju bak sand filter

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Rate aliran} &= 198.590,989161 \text{ kg/jam} \\ &= 198.590,989161 \times 2,205 \\ &= 437.893,131101 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1 \times 62,428 \\ &= 62,428 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{437.893,131101 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 7.014,370653 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 1,948436^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 9,012032 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 10 \text{ in schedule 40 (Peter, hal 888)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 10,750 \text{ in} = 0,896 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 10,020 \text{ in} = 0,8350 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 78,80 \text{ in} = 0,5472 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,3474 \text{ ft}^2} \\ &= 3,560594 \text{ ft/detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{\text{Re}} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,8350 \text{ ft} \times 3,560594 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}}\end{aligned}$$

$$= 344.989,682099 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,8350 \text{ ft}}$$

$$= 0,000055 \text{ ft}$$

$$f = 0,004$$

(*Geankoplis,fig 2.20-3 hal 88*)

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,8350} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(3,560594)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 17,996168 \times 6,338916$$

$$\Sigma F = 114,076189 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,560594 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) \\ &= \left(\frac{3,560594^2}{2 \times 32,2}\right) \\ &= 0,196861 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) \\ &= \left(\frac{32 \times 9,8}{32,2}\right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) \\ &= \left(\frac{0}{62,428000}\right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 114,076189 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,196861 + 9,739130 + 0 + 114,076189 \\ &= 124,012180 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\text{WHP} = \frac{(124,012180) \times 1,948436 \times 62,428000}{550}$$

$$= \frac{15.084,467213}{550}$$

$$= 27,426304 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 1,948436 \times 448,8$$

$$= 874,458208 \text{ gpm}$$



Maka daya pompa = 80 % (Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\ &= \frac{27,426304}{0,80} \end{aligned}$$

$$= 34,282880 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{34,282880}{0,87} \\ &= 39,405609 \text{ Hp} \approx 39 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 10,020 in
Diameter luar	: 10,750 in
Heating Surface	: 0,5472 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 39 Hp
Kapasitas	: 874,458208 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

### 6. BAK SAND FILTER (BA-02)

Fungsi : Menyaring partikel dalam air yang tidak terendapkan dari *clarifier*

Type : *grafity sand filter*

Rate air masuk (m) = 198.590,989161 kg/jam

Densitas ( $\rho$ ) = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Rate volumeterik air

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{198.590,989161}{1000} \\ &= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Asumsi kecepatan filtrasi

$$\begin{aligned} Q_f &= 40 \text{ gallon/ft}^2 \cdot \text{jam} \\ &= 0,84 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Luas penampang filter

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Q_f} \\ &= \frac{198,590989}{0,84} \\ &= 236,417844 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Bak *sand filter* berbentuk persegi.

Dimensi bak

$$\begin{aligned} A &= s^2 \\ s &= A^{1/2} \\ &= 236,417844^{1/2} \\ &= 15,375885 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Maka ukuran bak} = 15 \text{ m} \times 15 \text{ m}$$

## 7. POMPA KE BAK KLORINASI (PU-04)

Fungsi : Untuk memompa air ke bak klorinasi

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 198.590,989161 \text{ kg/jam} \\ &= 198.590,989161 \times 2,205 \\ &= 437.893,131101 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1 \times 62,428 \\ &= 62,428 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$Q = \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{437.893,131101 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 7.014,370653 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 1,948436^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 9,012032 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 10 \text{ in schedule 40 (Peter, hal 888)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 10,750 \text{ in} = 0,896 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 10,020 \text{ in} = 0,8350 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 78,80 \text{ in} = 0,5472 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,560594 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,8350 \text{ ft} \times 3,560594 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 344.989,682099 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,8350 \text{ ft}}$$

$$= 0,000055 \text{ ft}$$

$$f = 0,004$$

(*Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88*)

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	Σ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,8350} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(3,560594)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 17,996168 \times 6,338916$$

$$\Sigma F = 114,076189 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,560594 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right)$$

$$= \left(\frac{3,560594^2}{2 \times 32,2}\right)$$

$$= 0,196861$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right) \\
 &= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right) \\
 &= 9,739130
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) \\
 &= \left( \frac{0}{62,428000} \right) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \Sigma F \\
 &= 114,076189
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= 0,196861 + 9,739130 + 0 + 114,076189 \\
 &= 124,012180
 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned}
 \text{WHP} &= \frac{(124,012180) \times 1,948436 \times 62,428000}{550} \\
 &= \frac{15.084,467213}{550} \\
 &= 27,426304 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= Q \\
 &= 1,948436 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 1,948436 \times 448,8 \\
 &= 874,458208 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Maka daya pompa = 80 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\
 &= \frac{27,426304}{0,80} \\
 &= 34,282880 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{34,282880}{0,87}
 \end{aligned}$$

$$= 39,405609 \text{ Hp} \approx 39 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 10,020 in
Diameter luar	: 10,750 in
Heating Surface	: 0,5472 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 39 Hp
Kapasitas	: 874,458208 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

### 8. BAK AIR KLORINASI (BA-03)

Fungsi : Untuk menampung air yang akan dinetralkan dengan reaksi klorinasi

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Rate aliran : 198.590,989161 kg/jam = 437.893,131101 lb/jam

$\rho$  air pada 30°C : 1000 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{198.590,989161 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Waktu pengendapan = 24 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu pengendapan} \\ &= 198,590989 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 4.766,183740 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \frac{\text{Volume air}}{\text{Volume liquid}} \\ &= \frac{4.766,183740 \text{ m}^3}{0,80} \\ &= 5.957,729675 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak terbentuk empat persegi Panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang} : \text{Lebar} : \text{Tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= (5 \times 3 \times 2) \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 30 x^3 \\ 5.957,729675 \text{ m}^3 &= 30 x^3 \\ x^3 &= \frac{5.957,729675 \text{ m}^3}{30} \\ &= 198,590989 \text{ m}^3 \\ x &= 5,834270 \text{ m}\end{aligned}$$

jadi ukuran bak air klorinasi :

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 5 \times (5,834270\text{m}) \\ &= 29,171349 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times (5,834270\text{m}) \\ &= 17,502810 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times (5,834270\text{m}) \\ &= 11,668540 \text{ m}\end{aligned}$$

**Spesifikasi bak air Klorinasi :**

Bentuk	: Persegi Panjang
Panjang	: 29,171349 m
Lebar	: 17,502810 m
Tinggi	: 11,668540 m
Bahan	: beton bertulang
Jumlah	: 1 buah

## **9. POMPA KE TANGKI KATION (PU-05)**

Fungsi : Untuk mempompa air menuju tangki kation

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

**Dasar perhitungan:**

$$\text{Rate aliran} = 2.847,852874 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2.847,852874 \times 2,205 \\
 &= 6.279,515588 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 1 \times 62,428 \\
 &= 62,428 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ Air} &= 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\
 &= \frac{6.279,515588 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 100,588127 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 0,027941^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 1,334363 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1 \text{ in schedule 40 (Geonkoplis, App A.5 hal 892)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 1,320 \text{ in} = 0,110 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 0,86 \text{ in} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2} \\
 &= 4,656858 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,0874 \text{ ft} \times 4,656858 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}} \\
 &= 47.237,222992 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )



Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}}$$

$$= 0,000069 \text{ ft}$$

$$f = 0,004 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma$ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_c = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,6651} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(4,656858)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 34,383146 \times 10,843162$$

$$\Sigma F = 372,822019 \text{ lb.ft/lbm}$$

### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 4,656858 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c}\right)$$

$$= \left(\frac{4,656858^2}{2 \times 32,2}\right)$$

$$= 0,336744$$

$$W_s = \left(\frac{\Delta Z}{g_c}\right)$$

$$= \left(\frac{32 \times 9,8}{32,2}\right)$$

$$= 9,739130$$

$$W_s = \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right)$$

$$= \left(\frac{0}{62,428000}\right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 372,822019$$

$$W_s = 0,336744 + 9,739130 + 0 + 372,822019$$

$$= 372,822019$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$WHP = \frac{(372,822019) \times 0,027941 \times 62,428}{550}$$

$$= \frac{667,892581}{550}$$

$$= 1,214350 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,027941 \times 448,8$$

$$= 12,539986 \text{ gpm}$$

$$\text{Maka daya pompa} = 80 \% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, fig 14-37 hal 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{1,214350}{0,80}$$

$$= 1,517938 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{1,517938}{0,87}$$

$$= 1,744756 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 1,049 in
Diameter luar	: 1,320 in
Heating Surface	: 0,0060 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 2 Hp
Kapasitas	: 12,539986 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

### 10. TANGKI KATION EXCHANGER (E-01)

Fungsi : Menghilangkan garam – garam kation (ion – ion positif).

Jenis : Grafifity sand filter

Bentuk : Silinder dengan Bed Resin

- Waktu Tinggal (t) = 24 jam

$$Q = 2.847,852874 \text{ kg/jam} \times 2,205$$

$$= 6.279,515588 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,429767 \text{ lb/ft}^3$$

- Laju alir volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{Q}{\rho}$$

$$= \frac{6.279,515588 \text{ lb/jam}}{62,429767 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 100,585281 \text{ ft}^3$$

$$= 13,446303 \text{ gpm}$$

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 35 ppm

Dirancang waktu operasi tangki kation selama 36 jam .

- Menentukan volume resin

Mineral yang harus dihilangkan :

$$M_k = \frac{35}{10^6} \times 2.847,852874 \text{ kg/jam} \times 36 \text{ jam}$$

$$= 3,588295 \text{ kg}$$

Kemampuan resin menghilangkan ion :

Kapasitas = 8 kgrain/ft<sup>3</sup> (Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p.187)

$$= 8 \frac{\text{kgrain}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{15,4324 \text{ kgrain}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,3084 \text{ m}} \right)^3 = 18,31 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}$$

Maka diperoleh volume resin :

$$\text{volume resin} = \frac{3,588295 \text{ kg}}{18,31 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}} = 0,195975 \text{ m}^3$$

- Penentuan ukuran tangki

Menurut Powell, S.T ., tinggi tumpukan resin yang optimal antara 30 – 70 in.

Diambil 35 in = 0,889002 m

$$\text{Tinggi resin} = \frac{\text{volume resin} \cdot 4}{\pi D^2}$$

$$0,889002 \text{ m} = \frac{0,195975 \text{ m}^3 \times 4}{3,14 \times D^2}$$

$$D^2 = \frac{0,195975 \text{ m}^3 \times 4}{3,14 \times 0,889002 \text{ m}}$$

$$= 0,280820 \text{ m}$$

$$D = 0,529924 \text{ m}$$

Sehingga :

$$H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 0,529924 \text{ m}$$

$$= 0,794886 \text{ m}$$

Tebal silinder :

$$T_s = \frac{P_r R_1}{S.E - 0,6 P_r} + C \quad (\text{pers 13-1. Brownell \& young})$$

Dimana :

$$P_r = \text{Tekanan Rancang (N/m}^2\text{)}$$

$$= P_H \times 5\% P_H$$

Jika ,

$$P_H = \rho \cdot H_L \cdot g$$

$$= 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,794886 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 7.789,885362 \text{ N/m}^2$$

$$P_r = \text{Tekanan Rancang } \left( \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right)$$

$$= P_H + 5\% P_H$$

$$= 7.789,885362 + (0,05 \times 7.789,885362)$$

$$= 8.253,580998 \text{ N/m}^2$$

$$R_1 = \text{jari - jari (m)}$$

$$= \frac{D_1}{2} = \frac{0,529924}{2} = 0,264962 \text{ m}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Steel SA – 334 grade C (tabel 13 – 1 Brownell & young)

$$S = \text{Stress yang diijinkan (N/m}^2\text{)}$$

$$= 11700 \text{ Psi} \times 6894,7$$

$$= 80.667.990 \text{ N/m}^2$$

$$E = \text{Efisiensi sambungan}$$

$$= 80\%$$

$$C = \text{Faktor Korosi (m)}$$

$$= 0,003 \text{ meter}$$

Maka :

$$T_s = \frac{P_r R_1}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_r} + C$$

$$= \frac{8.179,379630 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 0,264962 \text{ m}}{(80667990 \times 0,8) - (0,6 \times 8.179,379630 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + 0,003$$

$$= 0,003034 \text{ m}$$

$$= 0,003034 \text{ m} \times 39,3701$$

$$= 0,119433 \text{ inchi}$$

❖ Penentuan Tutup atas (dishead head)

$$T_c = \frac{0,885 P_r \cdot R_1}{S \cdot E - 0,1 P_r} + C \quad (\text{pers 13} - 2 \text{ Brownell \& young})$$

$R_o$  = Diameter Luar Silinder (m)

$$= 2 (T_s + D_1)$$

$$= (2 \times 0,003034) + 0,529924$$

$$= 0,535991 \text{ meter}$$

Sehingga :

$$T_c = \frac{(0,885) \left( 8.179,379630 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right) (0,267366 \text{ m})}{(80667990 \times 0,8) - \left( 0,1 \times 8.179,379630 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right)} + 0,003 \text{ meter}$$

$$= 0,003030 \text{ meter}$$

$$= 0,0031 \text{ m} \times 39,3701$$

$$= 0,119280 \text{ inchi}$$

Jika,

$$a = \frac{l \times D}{2}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AB = \frac{l \times D}{2} - ier$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Dari Tabel 5 – 4 Brownell & Young

$$\square \text{ Grown Radius (r)} = D_1 = 0,529924 \text{ meter}$$

$$\square \text{ Knuckle radius (ier)} = \frac{9}{6} \text{ in} = \frac{0,529924}{39,3701} = 0,014287 \text{ meter}$$

$$\square \text{ Staright Flange (sf)} = 1,5 = \frac{1,5}{39,3701} = 0,0381 \text{ meter}$$

maka,

$$AB = \frac{0,529924}{2} - 0,014287 = 0,253078 \text{ meter}$$

$$BC = 0,529924 - 0,014287 = 0,520444 \text{ meter}$$

$$AC = \sqrt{(0,520444 \text{ m})^2 - (0,253078 \text{ m})^2}$$

$$= 0,452799 \text{ meter}$$

$$b = 0,520444 - 0,452799 = 0,077125 \text{ meter}$$

Tinggi Tutup Atas (OA)

$$\begin{aligned} \text{OA} &= 0,003030 + 0,077125 + 0,0381 \\ &= 0,118255 \text{ meter} \end{aligned}$$

Total tinggi Tanggi (T<sub>1</sub>)

$$\begin{aligned} T_1 &= H_{\text{Silinder}} + (2 \cdot H_{\text{Tutup Atas}}) \\ &= 0,802097 \text{ m} + (2 \times 0,118255 \text{ m}) \\ &= 1,031396 \text{ m} \\ &= 40,606066 \text{ in} \end{aligned}$$

## 11. POMPA KE TANGKI ANION (PU-06)

Fungsi : Untuk mempompa air dari tangki kation menuju tangki anion

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 2.847,852874 \text{ kg/jam} \\ &= 2.847,852874 \times 2,205 \\ &= 6.279,515588 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1 \times 62,428 \\ &= 62,428 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

### Perhitungan:

#### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{6.279,515588 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 100,588127 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 0,027941^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 1,334363 \text{ in}$$

Standarisasi ID = 1 in schedule 40 (Geankoplis, App A.5 hal 892)

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 1,320 \text{ in} = 0,110 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$A = 0,86 \text{ in} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2} \\ &= 4,656858 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,0874 \text{ ft} \times 4,656858 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 47.237,222992 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (Geankoplis hal 88)

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ &= 0,000151 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}} \\ &= 0,000069 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$f = 0,004 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$



$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[ 1 - \frac{A_1}{A_2} \right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left( 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left( 4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,6651} + 1 + 0,55 + 14,53 \right) \times \frac{(4,656858)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 34,383146 \times 10,843162$$

$$\Sigma F = 372,822019 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 4,656858 \text{ ft/detik}$$

$$\left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c} \right) + \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c} \right)$$

$$= \left( \frac{4,656858^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,336744$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right)$$

$$= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right)$$

$$= 9,739130$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right)$$

$$= \left( \frac{0}{62,428000} \right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 372,822019$$

$$W_s = 0,336744 + 9,739130 + 0 + 372,822019$$

$$= 372,822019$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$WHP = \frac{(372,822019) \times 0,027941 \times 62,428}{550}$$

$$= \frac{667,892581}{550}$$

$$= 1,214350 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,027941 \times 448,8$$

$$= 12,539986 \text{ gpm}$$

$$\text{Maka daya pompa} = 80 \% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, fig 14-37 hal 520})$$

$$BHP = \frac{WHP}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{1,214350}{0,80}$$

$$= 1,517938 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{1,517938}{0,87}$$

$$= 1,744756 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama : Pompa

Type : Centrifugal pump

Diameter dalam : 1,049 in

Diameter luar : 1,320 in

Heating Surface : 0,0060 ft<sup>2</sup>

Daya pompa : 2 Hp

Kapasitas : 12,539986 gpm

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 buah

## 12. TANGKI ANION EXCHANGER (E-02)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam –garam anion (ion negative)

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Fungsi : Menghilangkan garam – garam kation (ion – ion positif).

- Waktu Tinggal (t) = 24 jam

$$Q = 2.847,852874 \text{ kg/jam} \times 2,205 \\ = 6.279,515588 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3 \\ = 62,429767 \text{ lb/ft}^3$$

- Laju alir volumetrik (Qf)

$$Qf = \frac{Q}{\rho} \\ = \frac{6.279,515588 \text{ lb/jam}}{62,429767 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 100,585281 \text{ ft}^3$$

$$= 13,446303 \text{ gpm}$$

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 35 ppm

Dirancang waktu operasi tangki kation selama 36 jam .

- Menentukan volume resin

Mineral yang harus dihilangkan :

$$Mk = \frac{35}{10^6} \times 2.847,852874 \text{ kg/jam} \times 36 \text{ jam} \\ = 3,588295 \text{ kg}$$

Kemampuan resin menghilangkan ion :

Kapasitas = 8 kgrain/ft<sup>3</sup> (Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p.187)

$$= 10 \frac{\text{kgrain}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{15,4324 \text{ kgrain}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,3084 \text{ m}} \right)^3 = 22,88 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}$$

Maka diperoleh volume resin :

$$\text{volume resin} = \frac{3,588295 \text{ kg}}{22,88 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}} = 0,156831 \text{ m}^3$$

- Penentuan ukuran tangki

Menurut Powell, S.T ., tinggi tumpukan resin yang optimal antara 30 – 70 in.

Diambil 35 in = 0,889002 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi resin} &= \frac{\text{volume resin} \cdot 4}{\pi D^2} \\ 0,889002 \text{ m} &= \frac{0,156831 \text{ m}^3 \cdot 4}{3,14 \cdot D^2} \\ D^2 &= \frac{0,156831 \text{ m}^3 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,889002 \text{ m}} \\ &= 0,224729 \text{ m} \\ D &= 0,474056 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \cdot 0,474056 \text{ m} \\ &= 0,711084 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal silinder :

$$T_s = \frac{P_r R_1}{S.E - 0,6 P_r} + C \quad (\text{pers 13-1. Brownell \& young})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} P_r &= \text{Tekanan Rancang (N/m}^2\text{)} \\ &= P_H \cdot 5\% P_H \end{aligned}$$

Jika ,

$$\begin{aligned} P_H &= \rho \cdot H_L \cdot g \\ &= 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,711084 \text{ m} \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 6.968,627150 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_r &= \text{Tekanan Rancang} \left( \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right) \\ &= P_H + 5\% P_H \\ &= 6.968,627150 + (0,05 \cdot 6.968,627150) \\ &= 7.317,058507 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_1 &= \text{jari - jari (m)} \\ &= \frac{D_1}{2} = \frac{0,474056}{2} = 0,237028 \text{ m} \end{aligned}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Steel SA – 334 grade C (tabel 13 – 1 Brownell & young)

$$\begin{aligned} S &= \text{Stress yang diijinkan (N/m}^2\text{)} \\ &= 11700 \text{ Psi} \cdot 6894,7 \end{aligned}$$

$$= 80.667.990 \text{ N/m}^2$$

E = Efisiensi sambungan

$$= 80\%$$

C = Faktor Korosi (m)

$$= 0,003 \text{ meter}$$

Maka :

$$T_s = \frac{P_r R_1}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_r} + C$$

$$= \frac{7.317,058507 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 0,237028 \text{ m}}{(80667990 \times 0,8) - (0,6 \times 7.317,058507 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + 0,003$$

$$= 0,003027 \text{ m}$$

$$= 0,003027 \text{ m} \times 39,3701$$

$$= 0,119168 \text{ inchi}$$

❖ Penentuan Tutup atas (dishead head)

$$T_c = \frac{0,885 P_r \cdot R_1}{S \cdot E - 0,1 P_r} + C \quad (\text{pers 13 - 2 Brownell \& young})$$

R<sub>o</sub> = Diameter Luar Silinder (m)

$$= 2 (T_s + D_1)$$

$$= (2 \times 0,003034) + 0,474056$$

$$= 0,480110 \text{ meter}$$

Sehingga :

$$T_e = \frac{(0,885) \left( 8.179,379630 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right) (0,267366 \text{ m})}{(80667990 \times 0,8) - (0,1 \times 8.179,379630 \frac{\text{N}}{\text{m}^2})} + 0,003 \text{ meter}$$

$$= 0,003030 \text{ meter}$$

$$= 0,0031 \text{ m} \times 39,3701$$

$$= 0,119280 \text{ inchi}$$

Jika,

$$a = \frac{l \times D}{2}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB}$$

$$AB = \frac{l \times D}{2} - ier$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Dari Tabel 5 – 4 Brownell & Young

$$\square \text{ Grown Radius (r)} = D_1 = 0,474056 \text{ meter}$$

$$\square \text{ Knuckle radius (ier)} = \frac{9}{6} \text{ in} = \frac{0,529924}{39,3701} = 0,014287 \text{ meter}$$

$$\square \text{ Staright Flange (sf)} = 1,5 = \frac{1,5}{39,3701} = 0,0381 \text{ meter}$$

maka,

$$AB = \frac{0,474056}{2} - 0,014287 = 0,253078 \text{ meter}$$

$$BC = 0,474056 - 0,014287 = 0,459769 \text{ meter}$$

$$AC = \sqrt{(0,459769 \text{ m})^2 - (0,253078 \text{ m})^2}$$

$$= 0,410155 \text{ meter}$$

$$b = 0,520444 - 0,063901 = 0,063901 \text{ meter}$$

Tinggi Tutup Atas (OA)

$$OA = 0,003030 + 0,077125 + 0,0381$$

$$= 0,105025 \text{ meter}$$

Total tinggi Tangki (T<sub>1</sub>)

$$T_1 = H_{\text{Silinder}} + (2 \cdot H_{\text{Tutup Atas}})$$

$$= 0,802097 \text{ m} + (2 \times 0,105025 \text{ m})$$

$$= 0,921134 \text{ m}$$

$$= 36,265034 \text{ in}$$

### 13. TANGKI NaOH (TP-01)

Fungsi : melarutkan larutan NaOH untuk regenerasi anion exchanger

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainlees Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,062500

Densitas NaOH = 1038,75 kg/m<sup>3</sup>

Waktu regenerasi = 5 jam

## 1. Rancangan dimensi tangki

### Menentukan volume tangki

Tangki digunakan untuk penyimpanan 10 kali siklus

Kemampuan NaOH untuk regenerasi yaitu 2 lb/ft<sup>3</sup> resin

(Powell, ST., "water Conditioning for Industry", p.172)

Volume resin di kation exchanger 0,195975 m<sup>3</sup> = 6,920842 ft<sup>3</sup>

NaOH yang diperlukan untuk sekali siklus regenerasi :

$$= 2 \text{ lb/ft}^3 \text{ resin} \times 6,920842 \text{ ft}^3 = 13,841685 \text{ lb} = 6,277408 \text{ kg}$$

Maka penyimpanan untuk 10 kali regenerasi = 10 x 6,277408 kg = 62,774081 kg

Larutan NaOH dibuat dengan kadar NaOH 5%, maka :

$$\text{massa air} = \frac{95}{5} \times 62,774081 \text{ kg} = 1.192,707536 \text{ kg}$$

Volume larutan yang akan ditampung :

$$V_l = \frac{\text{massa NaOH} + \text{massa air}}{\text{Densitas NaOH}} = \frac{62,774081 \text{ kg} + 1.192,707536 \text{ kg}}{1038,75 \text{ kg/m}^3} = 1,208647 \text{ m}^3$$

Jika 90% bak yang terisi air :

$$V_b = \frac{1,208647 \text{ m}^3}{0,90} = 1,342941 \text{ m}^3$$

### Menentukan dimensi vessel

a. Menghitung diameter vessel

Diasumsikan : Ls = 1,5 di

Volume total = V<sub>tutup bawah</sub> + V<sub>silinder</sub> + V<sub>tutup atas</sub>

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} (\text{Ls}) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1,342941 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{(3,14) \text{di}^2}{4} (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1,342941 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + 1,177500 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1,342941 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 0,997060 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = \sqrt[3]{0,997060}$$

$$= 0,999019 \text{ ft} = 11,988230 \text{ in}$$

f. Menghitung volume liquid dalam shell

$$\begin{aligned}V_{\text{liquid dalam shell}} &= V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}} \\&= 1,208647 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot d_i^3}{24 \cdot \tan 60} \\&= 1,208647 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (0,997060 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)} \\&= 1,208647 \text{ ft}^3 - 0,076685 \text{ ft} \\&= 1,133334 \text{ ft}\end{aligned}$$

g. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned}H_{\text{liquid dalam shell}} &= \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times d_i^2} \\&= \frac{1,133334 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (1,005052 \text{ ft})^2} \\&= 1,446574 \text{ ft}\end{aligned}$$

h. Menentukan P design (Pi)

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_h$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}P_h &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\&= \frac{1,038,75 \times (1,446574 - 1)}{144} \\&= 3,221380 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{design}} &= 14,696 \text{ psi} + 3,221380 \text{ psia} \\&= 17,917380 \text{ psia}\end{aligned}$$

i. Menentukan tebal silinder ( $t_s$ )

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C \\t_s &= \frac{17,917380 \times 12,060624}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,917380)} + \frac{1}{16} \\t_s &= \frac{214,797674}{29.989,249572} + \frac{1}{16} \\t_s &= 0,069662 \text{ in}\end{aligned}$$

Standarisasi  $d_o$

$$\begin{aligned}d_o &= d_i + 2 \cdot t_s \\&= (12,060624 \text{ in}) + 2(0,069662 \text{ in}) \\&= 12,127555 \text{ in}\end{aligned}$$

Standarisasi  $d_o = 12 \text{ in}$  (*Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91*)



$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2.t_s \\
 d_i &= 12 \text{ in} - 2(0,069662 \text{ in}) \\
 d_i &= 11,860675 \text{ in} \\
 &= 0,988390 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Cek hubungan antara Ls dengan di :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= 0,0847 . d_i^3 + \frac{\pi . d_i^2}{4} (L_s) + 0,0847 . d_i^3 \\
 1,342941 \text{ ft}^3 &= 0,0847 . (0,988390 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (0,988390 \text{ ft})^2}{4} (L_s) + \\
 &\quad 0,0847 . (0,988390 \text{ ft})^3 \\
 1,342941 \text{ ft}^3 &= 0,081784 \text{ ft}^3 + 0,766877 L_s + 0,081784 \text{ ft}^3 \\
 L_s &= \frac{(1,342941 \text{ ft}^3) - (0,081784 \text{ ft}^3 + 0,081781 \text{ ft}^3)}{0,766860} \\
 L_s &= 1,537889 \text{ ft} = 18,454674 \text{ in} \\
 \frac{L_s}{d_i} &= \frac{1,537889 \text{ ft}}{0,988390 \text{ ft}} \\
 &= 1,555955 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebntuk standart dushed

$$\begin{aligned}
 r &= 12 \text{ in} && (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90}) \\
 icr &= 9/16 \text{ in} && (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88}) \\
 sf &= 2,0 && (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})
 \end{aligned}$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \times d_i}{f.E - 0,1 . P_i} + C \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 17,917380 \text{ psia} \times 11,860538 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 17,917380 \text{ psia})} + \frac{1}{16} \\
 t_{ha} &= \frac{188,073318}{14.998,208262} + \frac{1}{16} \\
 t_{ha} &= 0,012540 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas dan bawah (ha = hb) :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{d_i}{2} \\
 &= \frac{11,860675}{2} \\
 &= 5,930338 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= (5,930338 - 9/16) \text{ in} \\
 &= 5,367838 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= (12 - 9/16) \text{ in} \\
 &= 11,437500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(11,437500)^2 + (5,367838)^2} \\
 &= 10,099640 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= (12 - 10,099640) \text{ in} \\
 &= 1,900360 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ha &= tha + b + sf \\
 &= (0,075040 + 1,900360 + 2,0) \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha = 3,975400 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki penampung sebagai berikut:

$$d_o = 12 \text{ in}$$

$$d_i = 11,860675 \text{ in}$$

$$L_s = 18,454674 \text{ in}$$

$$t_s = 0,069662 \text{ in}$$

$$tha = 0,075040 \text{ in}$$

$$ha = 3,975400 \text{ in}$$

$$thb = 0,075040 \text{ in}$$

$$hb = 3,975400 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
 &= hb + L_s + ha \\
 &= (3,975400 + 18,454674 + 3,975400) \text{ in} \\
 &= 26,405473 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### 14. TANGKI H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (TP-02)

Fungsi : melarutkan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi kation exchanger

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,062500

Densitas NaOH = 1.834 kg/m<sup>3</sup>

Waktu regenerasi = 5 jam

#### **Rancangan dimensi tangki**

##### **Menentukan volume tangki**

Tangki digunakan untuk penyimpanan 10 kali siklus

Kemampuan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi yaitu 2 lb/ft<sup>3</sup> resin

(Powell,ST., "water Conditioning for Industry", p.172)

Volume resin di kation exchanger 0,156831 m<sup>3</sup> = 5,538489 ft<sup>3</sup>

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang diperlukan untuk sekali siklus regenerasi :

$$= 2 \text{ lb/ft}^3 \text{ resin} \times 5,538489 \text{ ft}^3 = 11,076978 \text{ lb} = 5,023573 \text{ kg}$$

Maka penyimpanan untuk 10 kali regenerasi = 10 x 5,023573 kg =

50,235726 kg

Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dibuat dengan kadar H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 2%, maka :

$$\text{massa air} = \frac{98}{2} \times 50,235726 \text{ kg} = 2.461,550594 \text{ kg}$$

Volume larutan yang akan ditampung :

$$\begin{aligned} V_l &= \frac{\text{massa H}_2\text{SO}_4 + \text{massa air}}{\text{Densitas H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{50,235726 \text{ kg} + 2.461,550594 \text{ kg}}{1834 \text{ kg/m}^3} = 1,369567 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika 90% bak yang terisi air :

$$V_b = \frac{1,369567 \text{ m}^3}{0,90} = 1,521741 \text{ m}^3$$

##### **Menentukan dimensi vessel**

a. Menghitung diameter vessel

Diasumsikan : Ls = 1,5 di

$$\begin{aligned}
\text{Volume total} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} \\
\text{Volume total} &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} (\text{Ls}) + 0,0847 \text{ di}^3 \\
1,521741 \text{ ft}^3 &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{(3,14) \text{di}^2}{4} (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ di}^3 \\
1,521741 \text{ ft}^3 &= 0,0847 \text{ di}^3 + 1,177500 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3 \\
1,521741 \text{ ft}^3 &= 1,346900 \text{ di}^3 \\
\text{di}^3 &= 1,129810 \text{ ft}^3 \\
\text{di} &= \sqrt[3]{1,129810} \\
&= 1,041522 \text{ ft} = 12,498265 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Menghitung volume liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
V_{\text{liquid dalam shell}} &= V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}} \\
&= 1,369567 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \cdot \tan 60} \\
&= 1,369567 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (1,041522 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)} \\
&= 1,369567 \text{ ft}^3 - 0,085340 \text{ ft} \\
&= 1,284228 \text{ ft}
\end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned}
H_{\text{liquid dalam shell}} &= \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times \text{di}^2} \\
&= \frac{1,284228 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (1,041522 \text{ ft})^2} \\
&= 1,508118 \text{ ft}
\end{aligned}$$

d. Menentukan P design (Pi)

$$\begin{aligned}
P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{h}} \\
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi} \\
P_{\text{h}} &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\
&= \frac{1834 \times (1,508118 - 1)}{144} \\
&= 6,471448 \text{ psia} \\
P_{\text{design}} &= 14,696 \text{ psi} + 6,471448 \text{ psia} \\
&= 21,167448 \text{ psia}
\end{aligned}$$

e. Menentukan tebal silinder (ts)

$$t_s = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C$$

$$t_s = \frac{21,283437 \times 12,573739}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 21,167448)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{264,556383}{29.987,299531} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0,071322 \text{ in}$$

Standarisasi  $d_o$

$$d_o = d_i + 2.t_s$$

$$= (12,498265 \text{ in}) + 2(0,071322 \text{ in})$$

$$= 12,640910 \text{ in}$$

Standarisasi  $d_o = 12 \text{ in}$  (*Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91*)

$$d_i = d_o - 2.t_s$$

$$d_i = 12 \text{ in} - 2(0,071424 \text{ in})$$

$$d_i = 11,857355 \text{ in}$$

$$= 0,988113 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara  $L_s$  dengan  $d_i$  :

$$\text{Volume total} = 0,0847 . d_i^3 + \frac{\pi . d_i^2}{4} (L_s) + 0,0847 . d_i^3$$

$$1,521741 \text{ ft}^3 = 0,0847 . (0,988113 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (0,988113 \text{ ft})^2}{4} (L_s) +$$

$$0,0847 . (0,988113 \text{ ft})^3$$

$$1,521741 \text{ ft}^3 = 0,081715 \text{ ft}^3 + 0,766448 L_s + 0,081715 \text{ ft}^3$$

$$L_s = \frac{(1,521741 \text{ ft}^3) - (0,081715 \text{ ft}^3 + 0,081715 \text{ ft}^3)}{0,766422}$$

$$L_s = 1,772215 \text{ ft} = 21,266576 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{1,772215 \text{ ft}}{0,988113 \text{ ft}}$$

$$= 1,793535 \text{ ft}$$

### Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terbetuk standart dushed

$$r = 12 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$\text{icr} = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$\text{sf} = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_i \times d_i}{f.E - 0,1 . P_i} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 21,167448 \text{ psia} \times 11,857355 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 21,167448 \text{ psia})} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = \frac{222,126108}{14.997,883255} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = 0,077310 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas dan bawah ( $h_a = h_b$ ) :

$$a = \frac{d_i}{2}$$

$$= \frac{11,857355}{2}$$

$$= 5,928678 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (5,928678 - 9/16) \text{ in}$$

$$= 5,366178 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (12 - 9/16) \text{ in}$$

$$= 11,437500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2}$$

$$= \sqrt{(11,437500)^2 + (5,366178)^2}$$

$$= 10,100522 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= (12 - 10,100522) \text{ in}$$

$$= 1,899478 \text{ in}$$

$$h_a = t_{ha} + b + sf$$

$$= (0,077310 + 1,899478 + 2,0) \text{ in}$$

$$h_a = 3,976789 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki penampung sebagai berikut:

$$d_o = 12 \text{ in}$$

$$d_i = 11,857355 \text{ in}$$

$$L_s = 21,266576 \text{ in}$$

$$t_s = 0,071322 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 0,077310 \text{ in}$$

$$h_a = 3,976789 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 0,077310 \text{ in}$$

$$h_b = 3,976789 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\
&= h_b + L_s + h_a \\
&= (3,976789 + 21,266576 + 3,976789) \text{ in} \\
&= 29,220153 \text{ in}
\end{aligned}$$

### 15. POMPA KE TANGKI DEMINERALIZER (PU-07)

Fungsi : Untuk mempompa air dari tangki anion menuju tangki Demineralizer

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

#### Dasar perhitungan:

$$\begin{aligned}
\text{Rate aliran} &= 2.847,852874 \text{ kg/jam} \\
&= 2.847,852874 \times 2,205 \\
&= 6.279,515588 \text{ lb/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\
&= 1 \times 62,428 \\
&= 62,428 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

#### Perhitungan:

##### Menghitung rate volumetrik

$$\begin{aligned}
Q &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\
&= \frac{6.279,515588 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 100,588127 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik}
\end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 0,027941^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 1,334363 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1 \text{ in schedule 40 (Geonkoplis, App A.5 hal 892)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 1,320 \text{ in} = 0,110 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 0,86 \text{ in} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,027941 \text{ ft}^2/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,656858 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,0874 \text{ ft} \times 4,656858 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 47.237,222992 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}}$$

$$= 0,000069 \text{ ft}$$

$$f = 0,004 \quad (\text{Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88})$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$



**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left( 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left( 4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,6651} + 1 + 0,55 + 14,53 \right) \times \frac{(4,656858)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 34,383146 \times 10,843162$$

$$\Sigma F = 372,822019 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 4,656858 \text{ ft/detik}$$

$$\left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c} \right) + \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot g_c} \right) \\ &= \left( \frac{4,656858^2}{2 \times 32,2} \right) \\ &= 0,336744 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta Z}{g_c} \right) \\ &= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) \\ &= \left( \frac{0}{62,428000} \right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 372,822019 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,336744 + 9,739130 + 0 + 372,822019 \\ &= 372,822019 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{(372,822019) \times 0,027941 \times 62,428}{550} \\ &= \frac{667,892581}{550} \\ &= 1,214350 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= Q \\ &= 0,027941 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0,027941 \times 448,8 \\ &= 12,539986 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Maka daya pompa = 80 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\ &= \frac{1,214350}{0,80} \\ &= 1,517938 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{1,517938}{0,87} \\ &= 1,744756 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

#### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 1,049 in
Diameter luar	: 1,320 in
Heating Surface	: 0,0060 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 2 Hp
Kapasitas	: 12,539986 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

## 16. TANGKI DEMINILIZIER (TP-03)

Fungsi : untuk menampung air yang berasal dari tangki anion.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

**Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316.

$$f = 18.750 \quad (\text{Brownell \& Young, App. D-4 hal. 342})$$

Jenis pengelasan : Double welded butt joint.

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, table 13.2 hal, 254})$$

Faktor korosi (C) :  $1/16 = 0,062500$

Waktu tinggal : 2 jam

Bahan masuk :  $2.847,852874 \text{ kg/jam} = 6.279,515588 \text{ lb/jam}$

### 1. Menentukan volume tangki

Bahan masuk =  $2.847,852874 \text{ kg/jam} = 6.279,515588 \text{ lb/jam}$

$$\rho = 1000 \text{ kg/cm}^3 = 64,428 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{6.279,515588 \text{ lb/jam}}{64,428 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 100,588127 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu operasi} \\ &= 100,588127 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 201,176254 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong : 20 % volume liquid

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times \text{Volume liquid} \\ &= 20\% \times 201,176254 \text{ ft}^3 \\ &= 40,235251 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} \\ &= (201,176254 + 40,235251) \text{ ft}^3 \\ &= 241,411505 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

### 2. Menentukan dimensi vessel

f. Menghitung diameter vessel

Diasumsikan :  $L_s = 1,5 \text{ di}$

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} (L_s) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$241,411505 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{(3,14)\text{di}^2}{4} (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$241,411505 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + 1,177500 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$241,411505 \text{ ft}^3 = 1,346900 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 179,234913 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = \sqrt[3]{179,234913}$$

$$= 5,638205 \text{ ft} = 67,658461 \text{ in}$$

g. Menghitung volume liquid dalam shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 201,176254 \text{ ft}^3 - \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \cdot \tan 60}$$

$$= 201,176254 \text{ ft}^3 - \frac{(3,14) \times (5,672253 \text{ ft})^3}{24 \times (1,7321)}$$

$$= 201,176254 \text{ ft}^3 - 13,538422 \text{ ft}$$

$$= 187,637832 \text{ ft}$$

h. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$H_{\text{liquid dalam shell}} = \frac{V_{\text{liquid dalam shell}}}{\pi/4 \times \text{di}^2}$$

$$= \frac{187,637832 \text{ ft}}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (5,638205 \text{ ft})^2}$$

$$= 7,519155 \text{ ft}$$

i. Menentukan P design (Pi)

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_h$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$P_h = \frac{\rho \times (H-1)}{144}$$

$$= \frac{62,428 \times (7,519155-1)}{144}$$

$$= 2,826235 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 14,696 \text{ psi} + 2,826235 \text{ psia}$$

$$= 17,522235 \text{ psia}$$

j. Menentukan tebal silinder (ts)

$$t_s = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C$$

$$t_s = \frac{17,522235 \times 68,067033}{2(18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,522235)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = \frac{1.185,527427}{30.016,984735} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0,101995 \text{ in}$$

Standarisasi  $d_o$

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2.t_s \\ &= (67,658461 \text{ in}) + 2(0,101995 \text{ in}) \\ &= 67,862452 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi  $d_o = 72 \text{ in}$  (*Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91*)

$$d_i = d_o - 2.t_s$$

$$d_i = 72 \text{ in} - 2(0,101995 \text{ in})$$

$$d_i = 71,796009 \text{ in}$$

$$= 5,983001 \text{ ft}$$

Cek hubungan antara  $L_s$  dengan  $d_i$  :

$$\text{Volume total} = 0,0847 . d_i^3 + \frac{\pi . d_i^2}{4} (L_s) + 0,0847 . d_i^3$$

$$201,176254 \text{ ft}^3 = 0,0847 . (5,983001 \text{ ft})^3 + \frac{(3,14) \times (5,983001 \text{ ft})^2}{4} (L_s) + 0,0847 . (5,983001 \text{ ft})^3$$

$$201,176254 \text{ ft}^3 = 18,140138 \text{ ft}^3 + 28,100094 L_s + 18,140138 \text{ ft}^3$$

$$L_s = \frac{(18,140138 \text{ ft}^3) - (201,176254 \text{ ft}^3 + 18,140138 \text{ ft}^3)}{28,100094}$$

$$L_s = 7,300019 \text{ ft} = 87,600231 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{7,300019 \text{ ft}}{5,982954 \text{ ft}}$$

$$= 1,220127 \text{ ft (memenuhi)}$$

### 3. Menentukan dimensi tutup

Menentukan tebal tutup atas dan bawah terebentuk standart dushed

$$r = 72 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90})$$

$$\text{icr} = 9/16 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

$$\text{sf} = 2,0 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 88})$$

dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal.258:

$$\text{th}_a = \frac{0,885 \times P_i \times d_i}{f.E - 0,1 . P_i} + C$$

$$\begin{aligned}
tha &= \frac{0,885 \times 17,541919 \text{ psia} \times 71,795443 \text{ in}}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 17,541919 \text{ psia})} + \frac{1}{16} \\
tha &= \frac{1.114,595441}{14.998,245808} + \frac{1}{16} \\
tha &= 0,136732 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi tutup atas dan bawah ( $h_a = h_b$ ) :

$$\begin{aligned}
a &= \frac{d_i}{2} \\
&= \frac{71,795443}{2} \\
&= 35,898005 \text{ in} \\
AB &= a - icr \\
&= (35,898005 - 9/16) \text{ in} \\
&= 35,335505 \text{ in} \\
BC &= r - icr \\
&= (72 - 9/16) \text{ in} \\
&= 71,437500 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2} \\
&= \sqrt{(71,437500)^2 + (35,335505)^2} \\
&= 62,086379 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= (72 - 62,086379) \text{ in} \\
&= 9,913621 \text{ in} \\
ha &= tha + b + sf \\
&= (0,136732 + 9,913621 + 2,0) \text{ in} \\
ha &= 12,050353 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki penampung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
d_o &= 72 \text{ in} \\
d_i &= 71,796009 \text{ in} \\
L_s &= 87,600231 \text{ in} \\
t_s &= 0,101995 \text{ in} \\
tha &= 0,136732 \text{ in} \\
ha &= 12,050353 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$thb = 0,136732 \text{ in}$$

$$hb = 12,050353 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup bawah} + \text{silinder} + \text{tutup atas} \\ &= hb + L_s + ha \\ &= (12,050353 + 87,600231 + 12,050353) \text{ in} \\ &= 111,700936 \text{ in} \end{aligned}$$

### 17. POMPA KE BAK AIR PENDINGIN (PU-08)

Fungsi : Untuk mempompa air dari bak klorin menuju bak air pendingin

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

**Dasar perhitungan:**

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 194.791,536287 \text{ kg/jam} \\ &= 194.791,536287 \times 2,205 \\ &= 429.515,337513 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 1 \times 62,428 \\ &= 62,428 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{429.515,337513 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 6.880,171358 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,911159 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 1,911159^{0,45} \times 62,428^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 8,934031 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 8 \text{ in schedule 40} \text{ (Geonkoplis, App A.5 hal 892)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,6651 \text{ ft}$$

$$A = 0,3474 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1,911159 \text{ ft}^2/\text{detik}}{0,3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 5,504137 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,6651 \text{ ft} \times 5,504137 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 373.764,814878 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,6651 \text{ ft}}$$

$$= 0,000069 \text{ ft}$$

$$f = 0,004$$

(*Geankoplis, fig 2.20-3 hal 88*)

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma Kf$
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2$$

(*Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93*)

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2$$

(*Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93*)



$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left( 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left( 4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,6651} + 1 + 0,55 + 14,53 \right) \times \frac{(5,504137)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 18,485714 \times 15,147763$$

$$\Sigma F = 280,017199 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 5,504137 \text{ ft/detik}$$

$$\left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) + \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) \\ &= \left( \frac{5,504137^2}{2 \times 32,2} \right) \\ &= 0,470427 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) \\ &= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) \\ &= \left( \frac{0}{62,428000} \right) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \Sigma F \\ &= 280,017199 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 0,470427 + 9,739130 + 0 + 280,017199 \\ &= 290,226757 \end{aligned}$$

$$\text{WHP} = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{(290,226757) \times 1,682500 \times 62,428000}{550} \\ &= \frac{23.832,676845}{550} \\ &= 62,958002 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= Q \\ &= 1,911159 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 1,911159 \times 448,8 \\ &= 857,728029 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Maka daya pompa = 80 % *(Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)*

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} \\ &= \frac{62,958002}{0,80} \\ &= 78,697502 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{78,697502}{0,87} \\ &= 90,456899 \text{ Hp} \approx 90 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 7,981 in
Diameter luar	: 8,625 in
Heating Surface	: 0,3474 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 90 Hp
Kapasitas	: 857,728029 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

### 18. BAK AIR PENDINGIN (BA-04)

Fungsi : Untuk menampung air pendingin

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Rate aliran : 194.791,536287 kg/jam = 429.515,337513 lb/jam

P air pada 30°C : 1000 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{194.791,536287 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 194,791536 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Waktu pengendapan = 12 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu pengendapan} \\ &= 194,791536 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\ &= 2.337,498435 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \frac{\text{Volume air}}{\text{Volume liquid}} \\ &= \frac{2.337,498435 \text{ m}^3}{0,80} \\ &= 2.921,873044 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Bak terbentuk empat persegi Panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang} : \text{Lebar} : \text{Tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= (5 \times 3 \times 2) \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 30 x^3 \\ 2.921,873044 \text{ m}^3 &= 30 x^3 \\ x^3 &= \frac{2.921,873044 \text{ m}^3}{30} \\ &= 97,395768 \text{ m}^3 \\ x &= 4,600941 \text{ m}\end{aligned}$$

jadi ukuran bak air Kawasan :

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 5 \times (4,600941 \text{ m}) \\ &= 23,004707 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Lebar} &= 3 \times (4,600941 \text{ m}) \\ &= 13,802824 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi} &= 2 \times (4,600941 \text{ m}) \\ &= 9,201883 \text{ m}\end{aligned}$$

**Spesifikasi bak air Kawasan :**

Bentuk : Persegi Panjang  
Panjang : 23,004707 m  
Lebar : 13,802824 m  
Tinggi : 9,201883 m  
Bahan : beton bertulang  
Jumlah : 1 buah

**19. POMPA KE PERALATAN (PU-09)**

Fungsi : Untuk memompa air pendingin ke peralatan  
Type : Centrifugal pump  
Bahan : Cast iron

**Dasar perhitungan:**

Rate aliran = 194.791,536287 kg/jam  
= 194.791,536287 × 2,205  
= 429.515,337513 lb/jam  
 $\rho$  Air = 1 g/cm<sup>3</sup>  
= 1 × 62,428  
= 62,428 lb/ft<sup>3</sup>  
 $\mu$  Air = 0,8007 cP = 0,000538 lb/ft.detik

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$Q = \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}}$$
$$= \frac{429.515,337513 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3}$$
$$= 6.880,171358 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 1,911159 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

ID optimal = 3,9 × Q<sup>0,45</sup> ×  $\rho$ <sup>0,13</sup> (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)  
ID optimal = 3,9 × 1,911159<sup>0,45</sup> × 62,428<sup>0,13</sup>  
ID optimal = 8,934031 in  
Standarisasi ID = 8 in schedule 40 (Geonkoplis, App A.5 hal 892)  
Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 7,981 \text{ in} = 0,6651 \text{ ft} \\ A &= 0,3474 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Laju aliran fluida

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1,911159 \text{ ft}^2/\text{detik}}{0,3474 \text{ ft}^2} \\ &= 5,504137 \text{ ft/detik} \\ N_{\text{Re}} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,6651 \text{ ft} \times 5,504137 \text{ ft/detik} \times 62,428 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 373.764,814878 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{\text{Re}} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (*Geankoplis hal 88*)

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ &= 0,000151 \text{ ft} \\ \frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,6651 \text{ ft}} \\ &= 0,000069 \text{ ft} \\ f &= 0,004 \quad (\text{Geankoplis,fig 2.20-3 hal 88}) \end{aligned}$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	$\Sigma$ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$\begin{aligned} K_{\text{ex}} &= \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \\ &= (1-0)^2 \\ &= 1 \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis,pers 2.10-15 hal 93})$$

$$K_e = 0,55 \left[ 1 - \frac{A_1}{A_2} \right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

**Menentukan friksi pada pipa:**

$$\Sigma F = \left( 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left( 4 \times 0,004 \times \frac{100}{0,6651} + 1 + 0,55 + 14,53 \right) \times \frac{(5,504137)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 18,485714 \times 15,147763$$

$$\Sigma F = 280,017199 \text{ lb.ft/lbm}$$

**Menentukan daya pompa:**

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 5,504137 \text{ ft/detik}$$

$$\left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right) + \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$W_s = \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc} \right)$$

$$= \left( \frac{5,504137^2}{2 \times 32,2} \right)$$

$$= 0,470427$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta Z}{gc} \right)$$

$$= \left( \frac{32 \times 9,8}{32,2} \right)$$

$$= 9,739130$$

$$W_s = \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right)$$

$$= \left( \frac{0}{62,428000} \right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 280,017199$$

$$W_s = 0,470427 + 9,739130 + 0 + 280,017199$$

$$= 290,226757$$

$$\text{WHP} = \frac{(-Ws) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\text{WHP} = \frac{(290,226757) \times 1,682500 \times 62,428000}{550}$$

$$= \frac{23.832,676845}{550}$$

$$= 62,958002 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = Q$$

$$= 1,911159 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 1,911159 \times 448,8$$

$$= 857,728029 \text{ gpm}$$

Maka daya pompa = 80 % (Peter & Timmerhauss, fig 14-37 hal 520)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{62,958002}{0,80}$$

$$= 78,697502 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{78,697502}{0,87}$$

$$= 90,456899 \text{ Hp} \approx 90 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama	: Pompa
Type	: Centrifugal pump
Diameter dalam	: 7,981 in
Diameter luar	: 8,625 in
Heating Surface	: 0,3474 ft <sup>2</sup>
Daya pompa	: 90 Hp
Kapasitas	: 857,728029 gpm
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

## 20. COOLING TOWER (CT-01)

Fungsi : Untuk mendinginkan air pendingin

### Dasar Perhitungan:

$$\text{Rate aliran} = 194.791,536287 \text{ kg/jam}$$

$$= 194.791,536287 \times 2,205$$

$$= 429.515,337513 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 62,428000 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{429.515,337513 \text{ lb/jam}}{62,428000 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 6.880,171358 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,911159 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 857,728029 \text{ gpm}$$

$$\text{Suhu wet bulb udara} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air masuk Menara} = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

Digunakan counter flow encluced draft tower, dari *Perry's* fig 12-14 hal. 12-17, maka didapatkan konsentrasi air = 2,5 gpm/ft<sup>2</sup>

Sehingga luas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{Q}{\text{Konsentrasi air}}$$

$$= \frac{857,728029 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 343,091212 \text{ ft}^2$$

### Menghitung diameter :

$$\text{Luas} = (\pi/4) \cdot d^2$$

$$343,091212 \text{ ft}^2 = (3,14/4) \cdot d^2$$

$$d^2 = \frac{343,091212}{0,785000}$$

$$d^2 = 437,058868 \text{ ft}^2$$

$$d = 20,905953 \text{ ft} = 6,372134 \text{ m}$$

### Menghitung volume :

Direncanakan tinggi tower (L) = 3.d

$$L = 3 \times 6,372134 \text{ m}$$



$$\begin{aligned}
 &= 19,116403 \text{ m} \\
 \text{Volume} &= (\pi/4).d^2.L \\
 &= (3,14/4) \times (6,372134 \text{ m})^2 \times 19,116403 \text{ m} \\
 &= 609,320381 \text{ m}^3 = 21.518,149253 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Dari Perry's edisi 7, gambar 12-15 hal 12-17, didapatkan :

Standard power performance adalah 100%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Hp fan/luas tower area (ft}^2\text{)} &= 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\
 \text{Hp fan} &= 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \times \text{luas tower (ft}^2\text{)} \\
 &= 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \times 343,091212 \\
 &= 14,066740 \text{ Hp} = 14 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi cooling tower :**

Diameter : 6,372134 m

Tinggi : 19,116403 m

Daya : 12 Hp

Jumlah : 1 buah

## 21. POMPA KE BAK AIR SANITASI (PC-10)

Fungsi : Untuk mempompa air ke bak sanitasi

Type : Centrifugal pump

Bahan : Cast iron

**Dasar perhitungan:**

$$\begin{aligned}
 \text{Rate aliran} &= 915,600000 \text{ kg/jam} \\
 &= 915,600000 \times 2,205 \\
 &= 2.098,278000 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ Air} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 1 \times 62,428 \\
 &= 62,428000 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ Air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

**Perhitungan:**

**Menghitung rate volumetrik**

$$Q = \frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{2.098,278000 \text{ lb/jam}}{62,428000 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 33,611168 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,009336 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496)}$$

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times 0,009336^{0,45} \times 62,428000^{0,13}$$

$$\text{ID optimal} = 0,814790 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1 \text{ in schedule 40 (Geankoplis, App A.5 hal 892)}$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in} = 0,110 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{A} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

Laju aliran fluida

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,009336 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2}$$

$$= 1,496551 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,0874 \text{ ft} \times 1,496551 \text{ ft/detik} \times 62,428000 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lb/ft.detik}}$$

$$= 15.180,386204 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Mc Cabe II hal. 49, diketahui aliran liquid adalah turbulen ( $N_{Re} > 2.100$ )

Digunakan bahan pipa yang terbuat dari commercial steel (Geankoplis hal 88)

Sehingga diperoleh harga:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000151 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}}$$

$$= 0,000526 \text{ ft}$$

$$f = 0,007 \text{ (Geankoplis,fig 2.20-3 hal 88)}$$

### Menentukan Panjang pipa

Direncanakan panjang pipa 100 ft

No	Nama	Jumlah	Kf	Σ Kf
1	Elbow 90°	5	0,75	3,75
2	Coupling	7	0,04	0,28
3	Gate valve	1	0,5	4,5
4	Globe valve	1	6	6
<b>Total</b>				<b>14,53</b>

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-15 hal 93})$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$K_e = 0,55 \left[1 - \frac{A_1}{A_2}\right]^2 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16 hal 93})$$

$$= 0,55 (1-0)^2$$

$$= 0,55$$

#### Menentukan friksi pada pipa:

$$\Sigma F = \left(4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \times \frac{v^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

$$\Sigma F = \left(4 \times 0,007 \times \frac{100}{0,0874} + 1 + 0,55 + 14,53\right) \times \frac{(1,496551)^2}{2}$$

$$\Sigma F = 80,141010 \times 1,119832$$

$$\Sigma F = 89,744467 \text{ lb.ft/lbm}$$

#### Menentukan daya pompa:

Direncanakan:

$$\Delta Z = 32 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 1,496551 \text{ ft/detik}$$

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-19 hal 94})$$

Sehingga diperoleh harga:

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot gc}\right) \\ &= \left(\frac{1,496551^2}{2 \times 32,2}\right) \\ &= 0,034777 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) \\ &= \left(\frac{32 \times 9,8}{32,2}\right) \\ &= 9,739130 \end{aligned}$$

$$W_s = \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right)$$

$$= \left(\frac{0}{62,428000}\right)$$

$$= 0$$

$$W_s = \Sigma F$$

$$= 89,744467$$

$$W_s = 0,034777 + 9,739130 + 0 + 89,744467$$

$$= 99,518375$$

$$WHP = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$WHP = \frac{(99,518375) \times 0,008979 \times 62,428000}{550}$$

$$= \frac{55,786020}{550}$$

$$= 0,101429 \text{ Hp}$$

Kapasitas = Q

$$= 0,008979 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,008979 \times 448,8$$

$$= 4,029912 \text{ gpm}$$

Maka daya pompa = 19 % (Peter & Timmerhaus, fig 14-37 hal 520)

$$BHP = \frac{WHP}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{0,101429}{0,19}$$

$$= 0,533838 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,533838}{0,80}$$

$$= 6,672969 \text{ Hp} \approx 7 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi alat

Nama : Pompa

Type : Centrifugal pump

Diameter dalam : 1,049 in

Diameter luar : 1,315 in

Heating Surface : 0,0060 ft<sup>2</sup>

Daya pompa : 7 Hp  
 Kapasitas : 4,029912 gpm  
 Bahan : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 buah

## 22. BAK AIR SANITASI (BA-05)

Fungsi : sebagai tempat penampungan air sanitasi  
 Bahan konstruksi : Beton bertulang  
 Rate aliran : 915,600000 kg/jam = 2.098,278000 lb/jam  
 $\rho$  air pada 30°C : 1000 kg/m<sup>3</sup>  
 Rate volumetrik (Q) =  $\frac{\text{rate aliran}}{\rho \text{ air}}$   
 =  $\frac{915,600000 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$   
 = 0,951600 m<sup>3</sup>/jam

Waktu pengendapan = 24 jam

Volume air = Rate volumetrik  $\times$  waktu pengendapan  
 = 0,951600 m<sup>3</sup>/jam  $\times$  24 jam  
 = 22,838400 m<sup>3</sup>

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

Volume bak =  $\frac{\text{Volume air}}{\text{Volume liquid}}$   
 =  $\frac{22,838400 \text{ m}^3}{0,80}$   
 = 28,548000 m<sup>3</sup>

Bak terbentuk empat persegi Panjang dengan ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5  $\times$  3  $\times$  2) m  
 = 30 m

Sehingga :

Volume bak = 30 x<sup>3</sup>  
 28,548000 m<sup>3</sup> = 30 x<sup>3</sup>  
 $x^3 = \frac{28,548000 \text{ m}^3}{30}$   
 = 0,951600 m<sup>3</sup>

$$x = 0,983599 \text{ m}$$

jadi ukuran bak air Kawasan :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 5 \times (0,983599 \text{ m}) \\ &= 4,917996 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar} &= 3 \times (0,983599 \text{ m}) \\ &= 2,950797 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi} &= 2 \times (0,983599 \text{ m}) \\ &= 1,967198 \text{ m} \end{aligned}$$

#### **Spesifikasi bak air Sanitasi :**

Bentuk : Persegi Panjang

Panjang : 4,917996 m

Lebar : 2,950797 m

Tinggi : 1,967198 m

Bahan : beton bertulang

Jumlah : 1 buah

#### **B. Unit Penyediaan Larutan Pemanas**

Larutan Pemanas yang digunakan adalah dowtherm A, dimana kebutuhan dowtherm pada pabrik Benzaldehida ini sebesar 11.512,940588 kg/ jam. Dowtherm A merupakan cairan transfer panas campuran eutektik dari dua senyawa organik yang stabil, yaitu difenil ( $C_{12}H_{10}$ ) dan difenil oksida ( $C_{12}H_{10}O$ ) yang dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F (15 – 400) °C dan kisaran tekanan adalah 1 atm – 152,2 psig (10,6 bar). Sehingga dapat memberi panas lebih besar jika digunakan sebagai media pemanas. Karena pada reaktor membutuhkan panas yang besar, maka pemanas yang digunakan adalah dowtherm A. Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan . Fluida ini *noncorrosive* untuk logam biasa dan paduan.

Bak Umpan Larutan Pemanas

$$\text{Rate massa} = 11.512,940588 \text{ kg/ jam} = 11,512941 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 6 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 11,512941 \text{ m}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 69,077644 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume air} = 80 \% \text{ volume bak}$$

$$\text{Volume bak} = \frac{\text{volume air}}{80\%}$$

$$= \frac{69,077644 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$= 86,347054 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= (5 \times 3 \times 2) \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\text{Volume bak} = 30 \text{ x}^3$$

$$87,920800 \text{ m}^3 = 30 \text{ x}^3$$

$$\text{x}^3 = \frac{86,347054}{30}$$

$$\text{x}^3 = 2,878235 \text{ m}^3$$

$$\text{x} = 1,422467 \text{ m}$$

Jadi ukuran bak umpan larutan dowtherm :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 5 \times (1,422467 \text{ m}) \\ &= 7,112333 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar} &= 3 \times (1,422467 \text{ m}) \\ &= 4,267400 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi} &= 2 \times (1,422467 \text{ m}) \\ &= 2,844933 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak :

$$\text{Tinggi} = 2,844933 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 7,112333 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 4,267400 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan} = \text{Beton bertulang}$$

### C. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik untuk pabrik benzaldehida diperoleh dari PLN. Namun untuk menghindari adanya gangguan listrik yang terjadi dari PLN maka disediakan generator set. Berikut perkiraan kebutuhan tenaga listrik :

## 1. Peralatan proses produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, yaitu:

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	PC-01	Pompa	1	0,5
2	PC-02	Pompa	1	1,0
3	R-01	Reaktor I	1	87
4	PC-03	Pompa	1	1,2
5	R-02	Reaktor II	1	29
6	PC-04	Pompa	1	1,1
7	R-03	Reaktor III	1	30
8	PC-05	Pompa	1	1
9	IT-01	Intermediate Tank	1	26
10	KP-01	Kompresor	1	13
11	PC-06	Pompa	1	1
<b>JUMLAH</b>				<b>190,8</b>

## 2. Daerah Pengolahan Air

Pemakaian listrik untuk daerah pengolahan air (water treatment) :

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	PU-01	Pompa Air kawasan	1	39
2	PU-02	Pompa ke Clarifier	1	39
3	PU-03	Pompa ke bak sand filter	1	39
4	PU-04	Pompa Ke bak Klorinasi	1	39
5	PU-05	Pompa ke tangki kation	1	2
6	PU-06	Pompa ke tangki anion	1	2
7	PU-07	Pompa ke Tangki Demineralizer	1	2
8.	PU-08	Pompa ke Tangki Bak Air Pendingin	1	90
9.	PU-09	Pompa ke Peralatan	1	90
10.	PU-10	Pompa ke Bak Air Sanitasi	1	7
11.	CT-01	Cooling Tower	1	14
<b>JUMLAH</b>				<b>363</b>

### Kebutuhan tenaga listrik untuk pabrikasi

$$\begin{aligned} P \text{ pabrikasi} &= P \text{ utilitas} + P \text{ proses} \\ &= 363 \text{ Hp} + 190,8 \text{ Hp} \\ &= 553,8 \text{ Hp} \\ &= 553,8 \text{ Hp} \times 0,7475 \\ &= 413,9655 \text{ kW} \end{aligned}$$



### **Kebutuhan tenaga listrik untuk peralatan control**

Range peralatan kontrol dipilih 20%.

Maka, kebutuhan tenaga listrik untuk peralatan kontrol

$$\begin{aligned} P \text{ kontrol} &= 20\% \times P \text{ pabrikasi} \\ &= 20\% \times 413,9655 \text{ kW} \\ &= 82,793100 \text{ kW} \end{aligned}$$

### **Kebutuhan tenaga listrik untuk penerangan**

Diketahui range kebutuhan listrik pabrikasi untuk penerangan sebesar 7% – 25%.

Asumsi kebutuhan listrik sebanyak 25%. Maka, kebutuhan tenaga listrik untuk penerangan

$$\begin{aligned} P \text{ penerangan} &= 25\% \times P \text{ pabrikasi} \\ &= 25\% \times 413,9655 \text{ kW} \\ &= 103,491375 \text{ kW} \end{aligned}$$

### **Kebutuhan tenaga listrik untuk bengkel dan lain-lain**

Asumsi kebutuhan listrik sebanyak 15%. Maka, kebutuhan tenaga listrik untuk bengkel dan lain-lain

$$\begin{aligned} P \text{ kontrol} &= 15\% \times P \text{ pabrikasi} \\ &= 15\% \times 413,9655 \text{ kW} \\ &= 62,094825 \text{ kW} \end{aligned}$$

### **Total kebutuhan tenaga listrik pabrik**

Peralatan proses	= 142,6230 kW
Peralatan utilitas	= 271,3425 kW
Pabrikasi	= 413,9655 kW
Alat kontrol	= 82,7931 kW
Penerangan	= 103,491375 kW
Bengkel dan lain-lain	= 62,094825 kW
Total	= 1.076,31030 kW

### **Perhitungan peralatan penyediaan listrik**

#### **1. Generator**

Power faktor untuk genetaor penggerak mesin diesel diambil sebesar 85%. Maka, power generator dapat dihitung

$$\text{Power generator} = \frac{\text{total kebutuhan listrik}}{85\%}$$

$$= \frac{1.076,31030 \text{ kW}}{85\%}$$

$$= 1.266,247412 \text{ kW}$$

Oleh karena itu digunakan generator dengan daya sebesar 1300 KW

#### D. Unit Penyediaan Bahan Bakar

##### Kebutuhan bahan bakar generator

Bahan bakar yang digunakan adalah minyak diesel. Diketahui :

$$\text{heating valve (HV)} = 19.525 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{denstitas } (\rho) = 54,9384 \text{ lb/ft}^3$$

Jumlah bahan bakar yang digunakan

$$= \frac{1.300.000 \text{ Watt}}{19.525 \text{ Btu/lb} \times 0,239 \text{ watt.jam/Btu} \times 54,9384 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 5,070822 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 28,317 \text{ liter/ft}^3$$

$$= 143,590478 \text{ L/jam}$$

Asumsi gangguan listrik dari PLN dalam setahun produksi adalah 14 hari proses (336 jam). Sehingga perkiraan bahan bakar yang digunakan sebagai berikut :

$$= 143,590478 \text{ L/jam} \times 336 \text{ jam/tahun}$$

$$= 48.246,400753 \text{ L/tahun}$$

$$= 5,5 \text{ L/jam}$$

#### 2. Tangki bahan bakar

Fungsi : menampung bahan bakar diesel oil untuk kebutuhan generator bila terjadi pemadaman listrik dari PLN

Type : silinder vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah plat dasar.

Rate bahan bakar = 5,5 L/jam

Volume bahan bakar untuk persediaan 1 bulan produksi

$$V = \text{rate bahan bakar} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 5,5 \text{ L/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 3.960,000000 \text{ L}$$

$$= 139,845816 \text{ ft}^3$$

Tangka dirancang dengan kondisi :

- a. Asumsi 85% dari volume tangka terisi bahan bakar
- b. Perbandingan tinggi dan diameter = 1,5 : 1

Volume tangki:

$$\begin{aligned}V_t &= \frac{V}{85\%} \\ &= \frac{139,845816}{85\%} \\ &= 164,524489 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

### Dimensi Tangki

$$H = 1,5 D$$

Volume tangki = Volume silinder + volume dishead

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ &= 1,1775 D^3\end{aligned}$$

Volume dishead =  $0,000049D^3/12 \rightarrow$  Brownell & young hal.88

Maka,

$$\begin{aligned}V_t &= 1,1775 D^3 + 0,000049D^3/12 \\ &= 1,1775 D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D &= \left( \frac{V_t}{1,1775} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left( \frac{164,524489}{1,1775} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 5,189074 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= 1,5 \times D \\ &= 1,5 \times 5,189074 \text{ ft} \\ &= 7,783611 \text{ ft}\end{aligned}$$

## LAMPIRAN E

### PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI

Dasar Perhitungan :

#### 1. Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi	=	115.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Tahun pabrik beroperasi	=	2026
Asumsi Kurs Dollar	=	Rp 15.669,996 ,-/US \$ (Kurs 16/11/2022)
Luas pabrik	=	30.000 m <sup>2</sup>
Harga tanah	=	Rp 2.500.000

#### 2. Harga bahan baku dan produk

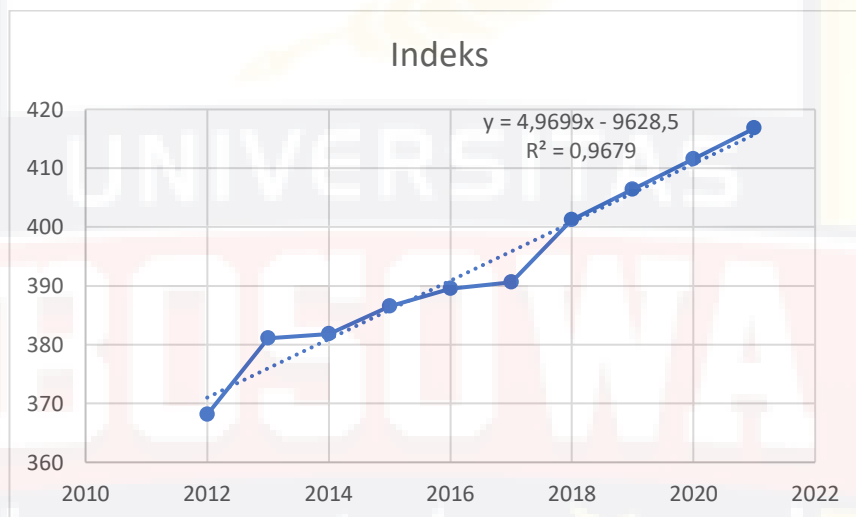
Harga Toluena (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub> )	= Rp	20.500 / kg
Harga Klorin (Cl <sub>2</sub> )	= Rp	9.000 / kg
Harga NaOH	= Rp	11.500 / kg
Benzaldehida (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO)	= Rp	65.000 / kg
Hidrogen Klorida (HCl)	= Rp	25.000 / kg

#### 3. Harga bahan baku utilitas

Harga Dowtherm	= Rp	15.200 / kg
Harga Solar	= Rp	6.800 / L
Harga NaOH	= Rp	11.500 / kg
Harga H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	= Rp	15.000 / kg
Aluminium Sulfat	= Rp	8.000 / kg

Harga indeks tahun 2026 dicari dengan persamaan *least square*, dengan menggunakan data indeks dari tahun 2012 sampai 2021. Untuk tujuan tersebut digunakan data indeks sebagai berikut (*Chemical Engineering Plant Cost Index – CEPCI*) :

Tahun	Indeks
2012	368,1
2013	381,1
2014	381,8
2015	386,5
2016	389,5
2017	390,6
2018	401,24
2019	406,42
2020	411,6
2021	416,78



Dengan asumsi kenaikan indeks bersifat linear, maka dapat diturunkan persamaan least square dari data di atas sebagai berikut :

$$Y = 4,96x - 9628,5$$

Nilai indeks tahun 2026 dapat dicari sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Y &= 4,96x - 9628,5 \\ &= 4,96 \times 2026 - 9628,5 \\ &= 420,46 \end{aligned}$$

Maka index tahun pabrik berdiri adalah = 420,46

Harga pada tahun 2026 dapat dicari sebagai berikut :

$$E_x = E_y \left[ \frac{N_x}{N_y} \right] \quad (\text{Aries, 1955 hal. 16})$$

Keterangan :

- Ex = Harga alat pada tahun yang dicari  
 Ey = Harga alat pada tahun yang diketahui  
 Nx = Indeks tahun pabrik berdiri = 420,46  
 Ny = Indeks tahun referensi = 381,8

### Menentukan Investasi Modal Total (TCI)

#### A. Investasi Modal Tetap (FCI)

Dari data pada Peters and Timmerhaus 5th ed, Ulrich dan [www.matche.com](http://www.matche.com) berdasarkan kapasitas, power dan dimensi masing - masing alat serta perbandingan indeks didapat harga alat (Equipment Cost, EC) pada tahun 2022 sebagai berikut :

#### Harga Alat Proses :

No	Nama Alat	Jumlah	Ukuran	Harga Alat Referensi (US \$)	Harga Alat Tahun Pabrik Berdiri
					(US \$)
1	Storage Toluena	1	51.420,636765 gallon	85.800	94.487,87
2	Storage Klorin	1	77.924,658220 gallon	98.700	108.694,09
3	Pompa	1	4 in	9.000	9.911,31
4	Pompa	1	4 in	9.000	9.911,31
5	Reaktor I	1	22.327,197950 gallon	835.700	920.320,64
6	Pompa	1	4 in	9.000	9.911,31
7	Reaktor II	1	16.798,709520 gallon	798.700	879.574,13
8	Pompa	1	4 in	9.000	9.911,31
9	Reaktor III	1	16.408,003941 gallon	759.800	836.735,22
10	Pompa	1	3,8 in	7.600	8.369,55
11	Intermediate Tank	1	9.019,696239 gallon	38.500	42.398,40
12	Kompresor	1	13 Hp	55.400	61.009,65
13	Tangki Penampung HCl	1	16.224,154529 gallon	62.400	68.718,45
14	Tangki Penampung NaOH	1	237,810666 gallon	5.900	6.497,42
15	Pompa	1	3 in	7.600	8.369,55
16	Heater	1	55,951351 ft <sup>2</sup>	8.900	9.801,19
17	Flash Tank	1	2.103,616982 gallon	3.500	3.854,40
18	Tangki Penampung	1	12.829,570470	46.700	51.428,71

	Asam Benzoat		gallon		
19	Cooler	1	316,338271 ft <sup>2</sup>	28.200	31.055,45
20	Destilasi	1	41.378,699967 lb/jam	228.400	251.527,15
21	Kondensor	1	1.911,639275 ft <sup>2</sup>	90.600	99.773,90
22	Reboiler	1	1.048,906251 ft <sup>2</sup>	51.600	56.824,87
23	Tangki Penampung Benzoil Klorid	1	12.355,309737 gallon	43.900	48.345,19
24	Tangki penampung produk	1	23.020,393126 gallon	78.700	86.668,94
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 3.714.100,041907</b>	
<b>Dalam Rupiah</b>				<b>Rp. 58.199.932.800,278600</b>	

### Harga Alat Utilitas :

No	Nama Alat	Jumlah	Ukuran	Harga Alat Referensi (US \$)	Harga Alat Tahun Pabrik Berdiri (US \$)
1	Pompa Ke Bak Air Penampung	1	10 in	11.200	12.334,08
2	Pompa Ke Bak Air Pendingin	1	8 in	9.100	10.021,44
3	Pompa Ke Peralatan	1	8 in	9.100	10.021,44
4	Cooling Tower	1	317.552,932994 Btu/hr	221.600	244.038,60
5	Pompa Ke Bak Klorinasi	1	10 in	11.200	12.334,08
6	Pompa Ke Bak Air Sanitasi	1	1 in	1.400	1.541,76
7	Pompa Ke Clarifier	1	10 in	11.200	12.334,08
8	Clarifier	1	58.297,488251 gall	82.700	91.073,97
9	Pompa Ke Bak Sand Filter	1	10 in	11.200	12.334,08
10	Pompa Ke Tangki Kation	1	1 in	1.500	1.651,89
11	Tangki Kation Exchanger	1	752,478487 gall	15.500	17.069,49
12	Pompa Ke Tangki Anion	1	1 in	1.400	1.541,76
13	Tangki Anion Exchanger	1	752,478487 gall	10.500	11.563,20
14	Tangki NaOH	1	354,805012 gall	7.500	8.259,43
15	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	402,043972 gall	8.600	9.470,81
16	Pompa Ke Tangki Demineralizer	1	1 in	1.400	1.541,76
17	Tangki Deminilizer	1	1.805,999469 gall	25.700	28.302,31
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 485.434,174961</b>	
<b>Dalam Rupiah</b>				<b>Rp. 7.606.751.579,897650</b>	

### **Harga Alat Utilitas dalam Negeri :**

Biaya investasi utilitas dari dalam negeri yang sudah termasuk biaya material dan instalasi adalah berupa alat – alat yang terdiri dari bak air bersih dan bak air penampungan awal. Maka biaya utilitas negeri dapat dilihat :

- a. Bak Air Penampung menggunakan konstruksi beton bertulang :

Bak Air Penampung = 2.978,864837 m<sup>3</sup>  
Biaya Bak = Rp. 1.500.000/ m<sup>3</sup>  
Total Biaya = Rp. 4.468.297.255,50

- b. Bak Air Pendingin menggunakan konstruksi beton bertulang :

Bak air bersih = 2.921,873044 m<sup>3</sup>  
Biaya Bak = Rp. 1.500.000/ m<sup>3</sup>  
Total Biaya = Rp. 4.382.809.566,00

- c. Bak Air Klorinasi menggunakan konstruksi beton bertulang :

Bak Air Klorinasi = 5.957,729675 m<sup>3</sup>  
Biaya Bak = Rp. 1.500.000/ m<sup>3</sup>  
Total Biaya = Rp 8.936.594.512,50

- d. Bak Air Sanitasi menggunakan konstruksi beton bertulang :

Bak Air Sanitasi = 28,548000 m<sup>3</sup>  
Biaya Bak = Rp. 1.500.000/ m<sup>3</sup>  
Total Biaya = Rp 42.822.000,00

- e. Bak Sand Filter menggunakan konstruksi beton bertulan :

Bak Sand Filter = 198,590989 m<sup>3</sup>  
Biaya Bak = Rp. 1.500.000/ m<sup>3</sup>  
Total Biaya = Rp 297.886.483,50

Total Bak Utilitas = Rp 18.128.409.817,50  
= \$ 1.156.886,690813

Maka Total biaya utilitas = Rp. 25.735.161.397,397600

Jadi total biaya peralatan proses dan utilitas sebesar = Rp. 83.935.094.197,6763  
= \$ 5.356.420,907681



**Total Purchased Equipment Cost (PEC)**

No	Purchase Equipment Cost	Biaya (US \$)
1	Harga Alat FOB/Equipment Cost (EC)	5.356.420,907681
2	Biaya Pengangkutan Sampai Pelabuhan (15% EC)	803.463,136152
3	Asuransi Pengangkutan (2% EC)	107.128,418154
4	Provisi Bank (0,2 - 0,5% EC, Diambil 0,5% EC)	26.782,104538
5	EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut 1% EC)	53.564,209077
6	Pajak Bea Masuk Barang (20% EC)	1.071.284,181536
<b>TOTAL</b>		<b>\$ 7.418.642,957138</b>
<b>Dalam Rupiah</b>		<b>Rp. 116.250.105.463,782</b>

**Total Physical Plant Cost (PPC)**

No	Physical Plant Cost (PPC)	Biaya (US \$)
1	PEC	7.418.642,957138
2	Instalasi (43% dari PEC)	3.190.016,471569
3	Piping (36% dari PEC)(Proses solid - fluid)	2.670.711,464570
4	Instrumentasi (13% dari PEC)	964.423,584428
5	Instalasi (8% dari PEC)	593.491,436571
6	Listrik (10%-15% dari PEC, diambil 15%)	1.112.796,443571
7	Bangunan (47% dari PEC) (Proses solid-fluid untuk new plant at new site)	3.486.762,189855
8	Tanah dan perataan tanah	5.264.838,612594
9	Enviromental (6-25% dari PEC), diambil 25%	1.854.660,739285
<b>TOTAL</b>		<b>\$ 26.556.343,899581</b>
<b>Dalam Rupiah</b>		<b>Rp. 416.137.802.681,053</b>

**Total Biaya Langsung (Direct Plant Cost, DPC)**

No	Direct Plant Cost	Biaya (US \$)
1	Physical Plant Cost (PPC)	26.556.343,899581
2	Engineering and Construction (20% dari PPC)(karena PPC>\$5,000,000)	5.311.268,779916
<b>TOTAL</b>		<b>\$ 31.867.612,679497</b>
<b>Dalam Rupiah</b>		<b>Rp. 499.365.363.217,264</b>

**Total Biaya Fixed Investment**

No	Fixed Capital Investment	Biaya (US \$)
1	Direct Plant Cost (DPC)	31.867.612,679497
2	Contractor's Fee (4%-10% dari DPC, diambil 10%)	3.186.761,267950
3	Contingency (10%-30% dari DPC, diambil 30%)	9.560.283,803849
<b>TOTAL</b>		<b>\$ 44.614.657,751296</b>
<b>Dalam Rupiah</b>		<b>Rp. 699.111.508.504,169</b>

Jadi modal tetap FCI sebesar Rp. 699.111.508.504,169

### Data Bahan Baku Proses

Modal dihitung selama 12 bulan = 330 hari

#### Estimasi Harga Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	Harga/kg (Rp)	Harga Total Per Tahun (Rp)
Toluena	14.566,336677	20.500	2.364.990.422.877,720
Klorin	22.417,652850	9.000	1.597.930.295.148,000
NaOH	30	11.500	2.732.400.000
<b>Total</b>			<b>3.965.653.118.025,720</b>

#### Estimasi Harga Bahan Utilitas

Bahan Baku	Kebutuhan kg/jam	Harga/kg (Rp)	Harga Total Per Tahun (Rp)
Dowtherm	11.722,773332	15.200	1.385.973.839.745,790000
Solar	72,067954	6.800	7.733.208.783,168000
Aluminium Sulfat	2,629512	8.000	23.830,920000
NaOH	6,391819	11.500	571.746.320,640000
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5,115131	15.000	596.800.472,400000
<b>TOTAL</b>			<b>1.394.875.619.152,920</b>

Total Biaya raw material selama 1 tahun = Rp. 5.360.528.737.178,640

#### Estimasi Harga Jual Produk

Produk	Jumlah (kg/jam)	Harga/kg (Rp)	Harga/tahun (Rp)
Benzaldehida	14.260,415784	65.000	7.341.262.045.603,200
HCl	9.798,526683	25.000	1.940.108.283.234,000
<b>Total</b>			<b>9.281.370.328.837,200</b>

#### Total Biaya Work Capítang Invesment

No	Working Capital (WC)	Biaya
1	Raw Material Inventory ( 1 bulan)	Rp 446.710.728.098,220
2	In Process Inventory (5% dari Mc)	Rp 355.778.355.851,00
3	Product Inventory (1% MC)	Rp 71.155.671.170,20
4	Available Cash (1 bulan MC)	Rp 71.155.671.170,20
5	Extended Credit (1 bulan sales)	Rp 773.447.527.403,10
	<b>TOTAL</b>	<b>Rp 1.718.247.953.692,710</b>

### B. Plant Start Up

Plant start up besarnya 5%-10% dari DPC, diambil 10% sehingga biaya yang dibutuhkan sebesar = Rp 49.936.536.321,73

Dengan perhitungan diatas maka dapat diperkirakan investasi modal total (TCI) untuk membangun pabrik Benzaldehida dari toluena dan klorin dengan kapasitas 115.000 ton/tahun sebesar = Rp 2.467.295.998.518,6100

#### Total Capital Investment

No	Total Capital Investment	Biaya
1	Fixed Capital Investment (FCI)	Rp 699.111.508.504,1690
2	Working Capital (WC)	Rp 1.718.247.953.692,7100
3	Plant Start up	Rp 49.936.536.321,73
	<b>TOTAL</b>	<b>Rp 2.467.295.998.518,6100</b>

#### Estimasi Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris	4	25.000.000	100.000.000
2	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
3	Direktur Produksi	1	20.000.000	20.000.000
4	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
5	Sekretaris	1	4.000.000	4.000.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	5.000.000	5.000.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	4	5.000.000	20.000.000
8	Kepala Dept. Quality Control	1	5.000.000	5.000.000
9	Karyawan Dept. Quality Control	10	3.000.000	30.000.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	5.000.000	5.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000
13	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	5.000.000	5.000.000
17	Karyawan Divisi Produksi	30	3.000.000	90.000.000
18	Kepala Divisi Bahan baku	1	5.000.000	5.000.000
19	Karyawan Divisi Bahan Baku	7	3.000.000	21.000.000
20	Kepala Divisi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
21	Karyawan Divisi Utilitas	10	3.000.000	30.000.000
22	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	5.000.000	5.000.000
23	Karyawan Divisi Bengkel & Perawatan	10	3.000.000	30.000.000
24	Kepala Divisi Jaminan Mutu	1	5.000.000	5.000.000
25	Karyawan Divisi Jaminan Mutu	10	3.000.000	30.000.000
26	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	5.000.000	5.000.000
27	Karyawan Pengendalian Proses	5	3.000.000	15.000.000
28	Kepala Divisi Kesehatan	1	5.000.000	5.000.000
29	Karyawan Kesehatan	3	3.000.000	9.000.000
30	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	5.000.000	5.000.000
31	Karyawan Ketenagakerjaan	3	3.000.000	9.000.000
32	Kepala Divisi Pembelian	1	5.000.000	5.000.000

32	Karyawan Divisi Pembelian	3	3.000.000	9.000.000
34	Kepala Divisi Penjualan	1	5.000.000	5.000.000
35	Karyawan Divisi Penjualan	3	3.000.000	9.000.000
36	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	5.000.000	5.000.000
37	Karyawan Divisi Periklanan	3	2.500.000	7.500.000
38	Kepala Divisi Research Marketing	1	5.000.000	5.000.000
39	Karyawan Research Marketing	3	2.500.000	7.500.000
40	Kepala Divisi Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
41	Karyawan Divisi Keuangan	3	2.500.000	7.500.000
42	Kepala Divisi Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000
43	Karyawan Divisi Akuntansi	3	2.500.000	7.500.000
44	Kepala Divisi Humas	1	4.500.000	4.500.000
45	Karyawan Divisi Humas	3	2.500.000	7.500.000
46	Kepala Divisi Personalia	1	4.500.000	4.500.000
47	Karyawan Divisi Personalia	3	2.500.000	7.500.000
48	Kepala Divisi Administrasi	1	5.000.000	5.000.000
49	Karyawan Divisi Administrasi	4	3.000.000	12.000.000
50	Kepala Divisi Transportasi	1	5.000.000	5.000.000
51	Karyawan Divisi Transportasi	10	2.500.000	25.000.000
52	Kepala Divisi Keamanan dan Keselamatan	1	5.000.000	5.000.000
53	Karyawan Keamanan dan Keselamatan	10	3.000.000	30.000.000
54	Kepala Divisi Kebersihan	1	5.000.000	5.000.000
55	Staff Kebersihan	10	2.500.000	25.000.000
<b>Total</b>		<b>186</b>	<b>292.000.000</b>	<b>742.000.000</b>

Total Gaji Pegawai 1 Bulan = Rp 742.000.000,00

Total Gaji Pegawai 1 Tahun = Rp 8.904.000.000,00

#### Direct Manufacturing Cost

No	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Biaya
1	Bahan baku proses	Rp3.965.653.118.025,72
2	Bahan baku utilitas	Rp1.394.875.619.152,92
3	Labor	Rp8.904.000.000,00
4	Supervision (25% dari biaya tenaga kerja untuk proses rumit)	Rp2.226.000.000,00
5	Maintenance (8% - 10% dari FCI, diambil 8%)	Rp55.928.920.680,33
6	Plant supplies (10% dari maintenance)	Rp5.592.892.068,03
7	Royalties and patent (1% harga jual)	Rp92.813.703.288,37
8	Utilitas	Rp278.441.109.865,12
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 5.840.678.873.723,81</b>

### Indirect Manufacturing Cost

No	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Biaya
1	Payroll overhead (15%-20% dari labor, diambil 15%)	Rp 1.335.600.000,00
2	Packaging Produk (13% dari harga jual produk)	Rp 1.206.578.142.748,84
3	Plant Overhead (50-100% labor, diambil 50%)	Rp 4.452.000.000,00
4	Laboratorium (10-20% dari labor, diambil 10%)	Rp 890.400.000,00
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 1.213.256.142.748,84</b>

### Fixed Manufacturing Cost

No	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Biaya
1	Depresiasi (8%-10% dari FCI, diambil 10%)	Rp 69.911.150.850,42
2	Property tax (2-4% dari FCI, diambil 3%)	Rp 20.973.345.255,13
3	Asuransi (1% dari FCI)	Rp 6.991.115.085,04
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 97.875.611.190,58</b>

### Total Manufacturing Cost

No	Manufacturing Cost (MC)	Biaya
1	Direct Manufacturing Cost	Rp 5.804.435.363.080,50
2	Indirect Manufacturing Cost	Rp 1.213.256.142.748,84
3	Fixed Manufacturing Cost	Rp 97.875.611.190,58
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 7.115.567.117.019,92</b>

### C. General Expense (GE)

No	General Expense (GE)	Biaya
1	Administrasi (2%-3% dari harga jual produk, diambil 2%)	Rp 185.627.406.576,74
2	Sales (3%-12% dari harga jual produk, diambil 10%)	Rp 928.137.032.883,72
3	riset (2%-4% dari harga jual produk, diambil 2% untuk industri kimia)	Rp 185.627.406.576,74
4	Finance (5% TCI)	Rp 123.364.799.925,93
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 1.422.756.645.963,14</b>

Manufacturing Cost = Rp 7.115.567.117.019,92

General Expense = Rp 1.422.756.645.963,14

---

**Total Biaya Produksi (TPC) = Rp. 8.538.323.762.983,05**

### Analisa Kelayakan

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow*, yaitu *cash flow* yaitu yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang, adapun anggapan yang diapakai sebagai berikut:

1. Modal
  - a. Modal sendiri 70% = Rp 1.727.107.198.963,03
  - b. Modal pinjaman 30% = Rp 740.188.799.555,58
2. Pencarian modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:
  - a. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun(-1)) dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman.
  - b. Pada akhir masa konstruksi (tahun(-0)) dibayarkan sisa modal pinjaman
3. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar = 48,95% pertahun
4. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% pertahun
5. Kapasitas produksi
  - Tahun I = 85%
  - Tahun II = 95%
  - Tahun III = 100%
6. Pajak pendapatan
  - Kurang dari Rp 25.000.000,00 = 15%
  - Rp 25.000.000,00 – Rp 50.000.000 = 25%
  - Lebih dari Rp 50.000.000 = 35%
 Pajak pendapatan (pasal 17 UU PPh no.17, 2000)

**Perhitungan biaya total produksi pada kapasitas 80%, 95% dan 100%**

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{Total Biaya Produksi} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 8.468.412.612.132,64 \end{aligned}$$

**Biaya Operasi Kapasitas 85%, 95% dan 100%**

No	Kapasitas	Biaya
1	85%	Rp 7.198.150.720.312,74
2	95%	Rp 8.044.991.981.526,00
3	100%	Rp 8.468.412.612.132,64

**Penyediaan Investasi**

Kebutuhan investasi dipenuhi dengan cara modal sendiri dan modal pinjaman dari bank, dengan ketentuan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Modal sendiri sebesar (70\%)} &= \text{Rp } 1.727.107.198.963,03 \\ \text{Modal pinjaman bank (30\%)} &= \text{Rp } 740.188.799.555,58 \end{aligned}$$

Modal sendiri dipergunakan untuk penyediaan modal tetap (*fixed capital investment*) pada tahun pertama masa konstruksi (-2) dan sisanya untuk memenuhi kebutuhan modal kerja. Sedangkan untuk modal pinjaman di bank diperlukan untuk menambah kekurangan modal kerja (*working capital*). Adapun total investasi pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

#### Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		Jumlah
		Jumlah (Rp)	Bunga 8,5%	
-2	50	Rp 370.094.399.777,79		Rp 370.094.399.777,79
-1	50	Rp 370.094.399.777,79		Rp 370.094.399.777,79
0	0		Rp361.085.018.965,58	Rp361.085.018.965,58
<b>Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi</b>				<b>Rp1.101.273.818.521,16</b>

Untuk modal sendiri tidak akan terpengaruh karena modalnya habis pada tahun pertama, sedangkan untuk modal pinjaman dari bank akan terpengaruh, karena pembayaran pinjaman dilakukan setelah mulai berproduksi pada tahun pertama dan bunga bank tetap dihitung pada saat modal dicairkan.

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		Jumlah
		Jumlah (Rp)	inflasi 6%	
-2	100	Rp1.727.107.198.963,03	Rp103.626.431.937,78	Rp1.830.733.630.900,81
-1				
0				
<b>Modal Sendiri</b>				<b>Rp1.830.733.630.900,81</b>

Total investasi pada akhir masa konstruksi = Modal sendiri + Modal pinjaman  
 = Rp 2.932.007.449.421,97

#### D. Keuntungan (Profit)

##### Proyeksi Rugi – Laba Selama 10 Tahun

Tahun ke-	Kapasitas	Lab a sebelum pajak (Rp)	Pajak (Rp)	Lab a Setelah pajak (Rp)
0	0%			
1	85%	Rp561.678.430.125,6070	Rp196.587.450.543,9630	Rp365.090.979.581,6450
2	95%	Rp635.983.086.711,0210	Rp222.594.080.348,8580	Rp413.389.006.362,1640
3	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
4	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
5	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
6	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
7	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
8	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
9	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
10	100%	Rp673.135.415.003,7290	Rp235.597.395.251,3050	Rp437.538.019.752,4240
<b>Rata - Rata</b>		<b>Rp658.274.483.686,6460</b>		<b>Rp427.878.414.396,3200</b>

Keterangan : Pajak sebesar 35% sesuai dengan pasal 17 UU PPh no.17, 2000

Rata-rata laba sebelum pajak	=	Rp 658.274.483.686,6460
Rata-rata laba sesudah pajak	=	Rp 427.878.414.396,3200
Harga penjualan	=	Rp 9.281.370.328.837,20

Sehingga di dapatkan nilai – nilai berikut :

**Percent Profit on Sales (POS) sebelum pajak :**

$$= \frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Hasil Penjualan}} \times 100\% = \frac{\text{Rp}658.274.483.686,6460}{\text{Rp}9.281.370.328.837,20} \times 100\% = 7,09 \%$$

**Percent Profit on Sales (POS) setelah pajak :**

$$= \frac{\text{Profit setelah pajak}}{\text{Hasil Penjualan}} \times 100\% = \frac{\text{Rp}427.878.414.396,3200}{\text{Rp}9.281.370.328.837,20} \times 100\% = 4,61\%$$

**Percent Return On Investement (ROI)**

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

$$\text{Percent Return on Investment (ROI)} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 658.274.483.686,6460}{\text{Rp } 699.111.508.504,16900} \times 100\% \\ &= 94,16 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ROI sesudah pajak} &= \frac{\text{Rp } 427.878.414.396,3200}{\text{Rp } 699.111.508.504,16900} \times 100\% \\ &= 61,20 \% \end{aligned}$$

**Pay Out Time (POT)**

*Pay Out Time* adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{Pay Out Time (POT)} = \frac{\text{FCI}}{\text{Depresiasi + Profit}}$$

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 699.111.508.504,1690}{\text{Rp}69.911.150.850,42 + \text{Rp}658.274.483.686,6460} \\ &= 0,960073 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT sesudah pajak} &= \frac{\text{Rp } 699.111.508.504,1690}{\text{Rp}69.911.150.850,42 + \text{Rp}427.878.414.396,320} \\ &= 1,404432 \text{ Tahun} \end{aligned}$$



### E. Net Present Value (NPV)

#### Nilai Sekarang Arus Kas pada tiap Tahun Produksi

Tahun Ke-	Arus Kas	Suku Bunga (Df)	Nilai Sekarang
		8,2%	
1	Rp435.002.130.432,06	0,9242	Rp402.035.240.695,07
2	Rp483.300.157.212,58	0,8542	Rp412.821.602.027,96
3	Rp507.449.170.602,84	0,7894	Rp400.599.833.730,11
4	Rp507.449.170.602,84	0,7296	Rp370.240.142.079,58
5	Rp507.449.170.602,84	0,6743	Rp342.181.277.337,88
6	Rp507.449.170.602,84	0,6232	Rp316.248.869.998,04
7	Rp507.449.170.602,84	0,5760	Rp292.281.765.247,72
8	Rp507.449.170.602,84	0,5323	Rp270.131.021.485,88
9	Rp507.449.170.602,84	0,4920	Rp249.658.984.737,41
10	Rp507.449.170.602,84	0,4547	Rp230.738.433.213,88
<b>Total Present Value/Nilai Sekarang</b>			<b>Rp3.286.937.170.553,52</b>

Nilai sekarang dari arus kas = Rp 3.286.937.170.553,52

Investasi awal = Rp 2.467.295.998.518,61

Net Present Value (NPV) = Rp 819.641.172.034,91

$$\begin{aligned} \text{Ratio} &= \frac{\text{Total Present Value}}{\text{Modal awal}} \\ &= \frac{\text{Rp3.286.937.170.553,52}}{\text{Rp2.467.295.998.518,61}} = 1,332202205 \end{aligned}$$

NPV pada suku bunga yang ditetapkan bernilai positif, sehingga dari metode ini investasi yang dilakukan adalah layak dengan ratio 1,332202205.

### F. Interest Rate of Return (IRR)

Interest rate of return (IRR) berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tetap menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial I, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \text{CF}/(1+i)^n$$

Keterangan :

n = Tahun

CF = Cash flow pada tahun ke n

### Discounted Cash flow untuk nilai I

Tahun ke-n	Arus kas (rp)	Trial nilai i	Trial nilai i	Nilai sekarang (pv)
			40,58%	
1	Rp2.467.295.998.518,61	157453518,08	0,711327999	Rp1.755.056.726.341,34
2	Rp435.002.130.432,06	27760194,10	0,505987523	Rp220.105.650.306,46
3	Rp483.300.157.212,58	30842391,87	0,359923092	Rp173.950.887.013,01
4	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,256023373	Rp129.918.848.301,47
5	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,182116594	Rp92.414.914.435,45
6	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,129544632	Rp65.737.316.192,13
7	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,092148724	Rp46.760.793.607,21
8	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,065547968	Rp33.262.261.762,94
9	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,046626105	Rp23.660.378.112,49
10	Rp507.449.170.602,84	32383490,76	0,033166454	Rp16.830.289.425,77
<b>Total PV. pada suku bunga</b>			<b>40,58%</b>	<b>Rp2.557.698.065.498,27</b>

Nilai sekarang dari arus kas pada suku bunga = Rp2.557.698.065.498,27

Investasi awal = Rp2.467.295.998.518,61

$$\text{Ratio} = \frac{\text{Rp2.557.698.065.498,27}}{\text{Rp2.467.295.998.518,61}} \times 100\%$$

$$= 103,66\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai i sebesar 40,58 % /tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 13% /tahun.

#### G. Break Event Point (BEP)

*Regulated Cost*/semi variabel (Ra)

Gaji Karyawan Rp8.904.000.000,00

*Payroll Overhead* Rp1.335.600.000,00

Laboratorium Rp890.400.000,00

*General Expense* Rp1.422.756.645.963,14

*Maintenance* Rp55.928.920.680,33

*Plant supplies* Rp5.592.892.068,03

*Plant overhead* Rp4.452.000.000,00

Supervisi Rp2.226.000.000,00

---

**Ra** **Rp1.502.086.458.711,51**

*Variable Cost (Va)*

Bahan baku	5.360.528.737.178,64
Utilitas	Rp278.441.109.865,12
<i>Packaging and transport</i>	Rp1.206.578.142.748,84
<i>Royalties and Patens</i>	Rp92.813.703.288,37
<b>Va</b>	<b>Rp6.938.361.693.080,96</b>

*Fixed Cost (Fa)*

Depresiasi	Rp69.911.150.850,42
<i>Property tax</i>	Rp6.991.115.085,04
Asuransi	Rp20.973.345.255,13
<b>Fa</b>	<b>Rp97.875.611.190,58</b>

Total Penjualan Produk (Sa) **Rp9.281.370.328.837,20**

1. *Regulated cost*/semi variabel adalah biaya yang berubah tidak sebanding dengan perubahan jumlah produksi
2. *Variable Cost* adalah biaya yang terpengaruh jumlah produksi
3. *Fixed Cost* adalah biaya yang tidak terpengaruh jumlah produksi

*Break event point* adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan tingkat berapa harag jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapatk keuntungan. Range nilai BEP masih diijinkan berkisar 40 -60%.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{(\text{Fc}+(0,3 \times \text{Rc}))}{(\text{S}-\text{Vc}-(0,7 \times \text{Rc}))} \times 100\% \\ &= \mathbf{42,47\%} \end{aligned}$$

Diperoleh nilai *Break Event Point* (BEP) sebesar = 47,36%

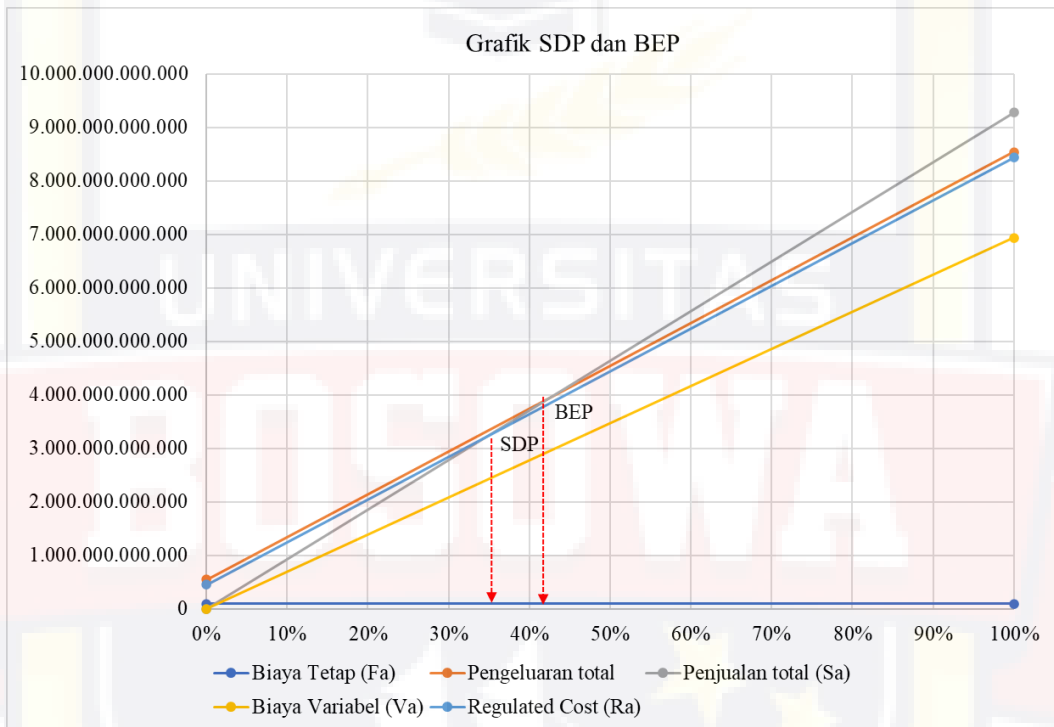
#### **H. Shut Down Point (SDP)**

*Shut Down Point* adalah suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau karena

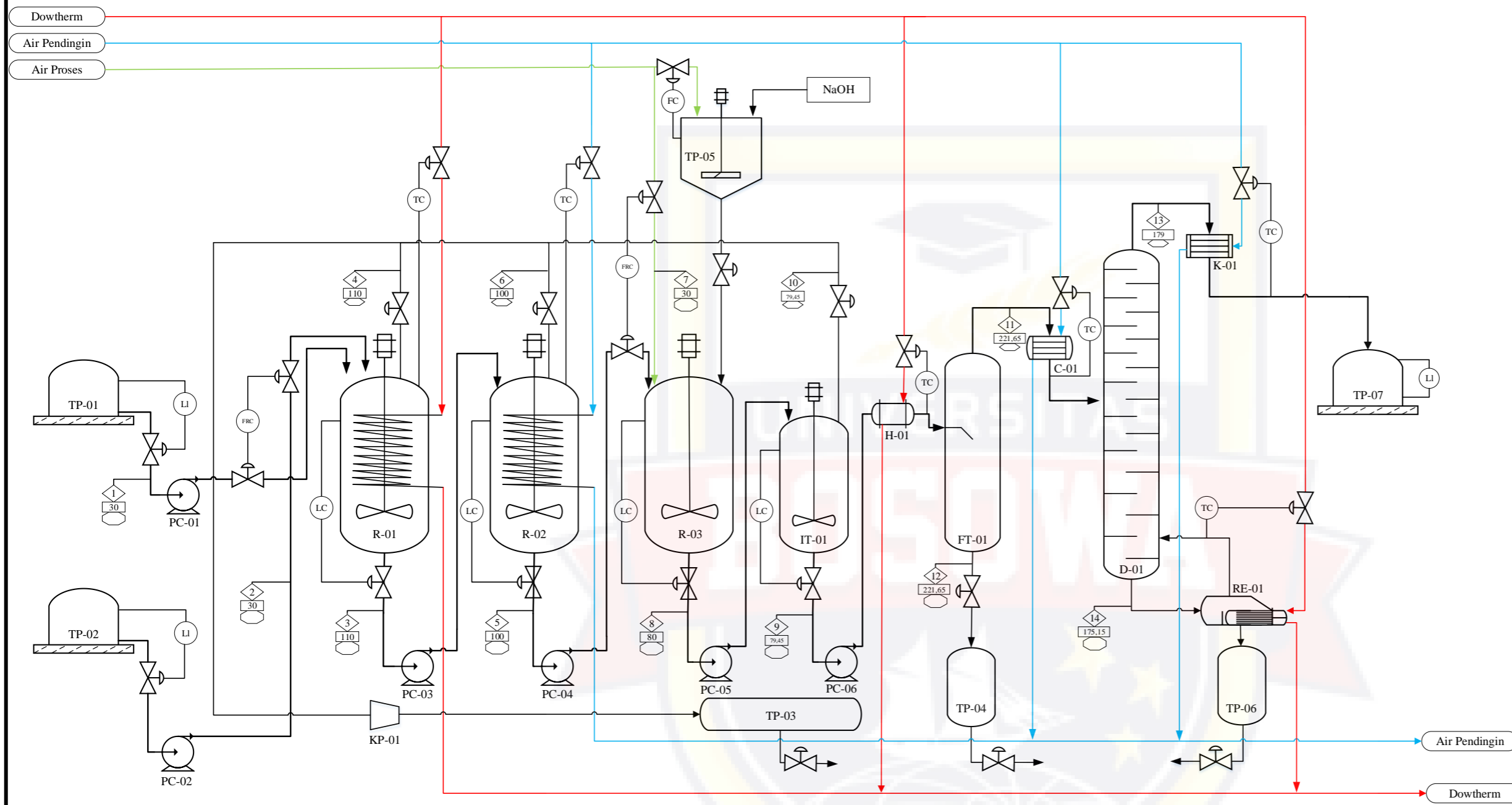
keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{(0,3 \times R_c)}{(S-V_c-(0,7 \times R_c))} \times 100\% \\ &= \mathbf{34,89\%} \end{aligned}$$

Pabrik layak didirikan karena SDP memenuhi *range* 20% - 40%.




# FLWSHEET PRARANCANGAN PABRIK BENZALDEHIDA DARI TOLUENA DAN KLORIN DENGAN KAPASITAS 115.000 TON/TAHUN



Kode	Keterangan	
□	Temperatur (°C)	
◇	Nomor Arus	
○	Liquid Flow	
◊	Gas Flow	
TC	Temperature Control	
FRC	Feed Ratio Control	
FC	Feed Control	
LC	Level Control	
LI	Level Indikator	
No	Kode	Keterangan
1	TP-01	Storage Toluena
2	TP-02	Storage Klorin
3	PC-01	Pompa Centrifugal
4	PC-02	Pompa Centrifugal
5	R-01	Reaktor 1
6	PC-03	Pompa Centrifugal
7	R-02	Reaktor 2
8	PC-04	Pompa Centrifugal
9	R-03	Reaktor 3
10	TP-05	Tangki Penampung NaOH
11	PC-05	Pompa Centrifugal
12	IT-1	Intermediate Tank
13	TP-03	Tangki Penampung HCl
14	PC-06	Pompa Centrifugal
15	H-01	Heater
16	FT-01	Flash Tank
17	TP-04	Tangki Penampung Asam Benzoat
18	C-01	Cooler
19	D-01	Destilasi
20	K-01	Kondensor
21	KP-01	Kompresor
22	RE-01	Reboiler
23	TP-06	Tangki Penampung Benzoil klorida
24	TP-07	Tangki Penampung Produk

Komponen	Laju Alir (Kg/Jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	14.566,336677		2.913,267335											
Cl <sub>2</sub>		22.417,652850	4.483,530570											
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>			20.365,175327		25.456,469158									
HCl				9.222,142761		2.305,535690		9.798,526683		9.798,526683				
H <sub>2</sub> O	147,134714	112,651522	259,786236		259,786236		2.847,852874	259,786236	259,786236		259,786236		259,786236	
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO								14.260,415784	14.260,415784		14.260,415784		14.260,415784	
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COOH								2.547,388983	2.547,388983			2.547,388983		
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> COCl								1.698,259322	1.698,259322		1.698,259322			1.698,259322
<b>JUMLAH</b>	<b>14.713,471391</b>	<b>22.530,304372</b>	<b>28.021,759468</b>	<b>9.222,142761</b>	<b>25.716,255394</b>	<b>2.305,535690</b>	<b>2.847,852874</b>	<b>28.564,377008</b>	<b>18.765,850325</b>	<b>9.798,526683</b>	<b>16.218,461342</b>	<b>2.547,388983</b>	<b>14.520,202020</b>	<b>1.698,259322</b>



**TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNIK**  
**UNIVERSITAS BOSOWA**

**FLOW SHEET PRARANCANGAN PABRIK**  
**BENZALDEHIDA DARI TOLUENA DAN KLORIN**

NURUL SALAMA      4518044013

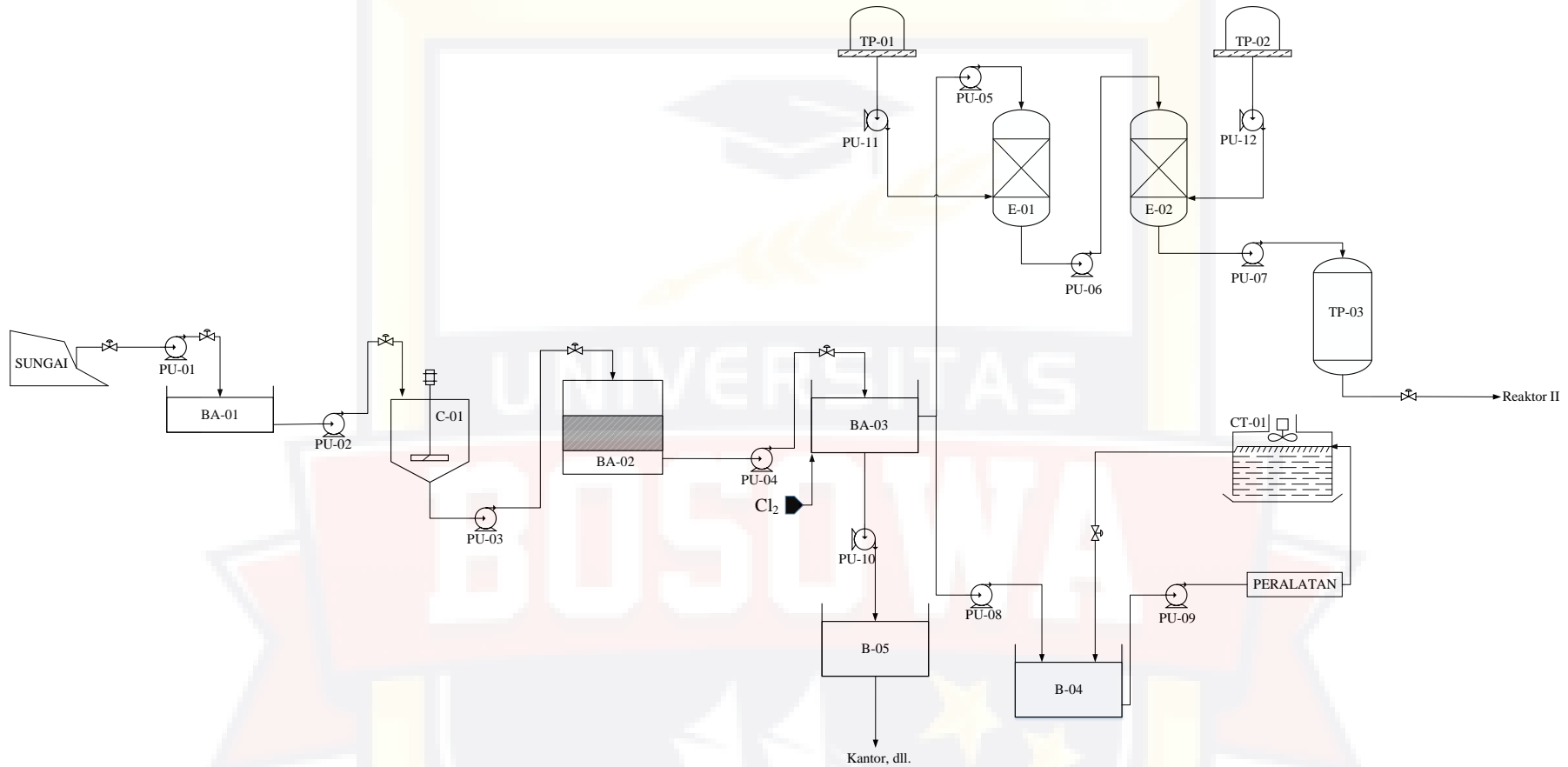
PEMBIMBING

DR. HAMSINA, ST.,M.Si.

M.TANG, S.T., M.PKim

# FLOW SHEET PENGOLAHAN AIR

## PRA RANCANGAN PABRIK BENZALDEHIDA DARI TOLUENA DAN KLORIN



Kode	Keterangan	Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
BA-01	Bak Air Penampung	CT-01	Cooling Tower	PU-09	Pompa
C-01	Clarifier	BA-05	Bak Air Sanitasi	PU-10	Pompa
BA-02	Bak Sand Filter	PU-01	Pompa	PU-11	Pompa
BA-03	Bak Air Klorinasi	PU-02	Pompa	PU-12	Pompa
E-01	Tangki Kation Exchanger	PU-03	Pompa		
E-02	Tangki Anion Exchanger	PU-04	Pompa		
TP-01	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	PU-05	Pompa		
TP-02	Tangki NaOH	PU-06	Pompa		
TP-03	Tangki Demineralizer	PU-07	Pompa		
BA-04	Bak Ai Pendingin	PU-08	Pompa		