

PRA RENCANA PABRIK

**ASAM BENZOAT DARI TOLUEN DAN KHLORIN DENGAN
PROSES BENZOTRICHLORID
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

ANASTASIA PRISCILIA

1614903



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2018**

LEMBAR PERSETUJUAN

**PRA RENCANA
PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUEN DAN
KHLORIN DENGAN PROSES BENZOTRICHLORID
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR**

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

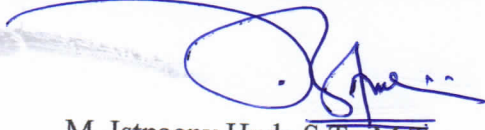
Disusun Oleh :

ANASTASIA PRISCILIA


16.14.903

Malang, 20 Januari 2018

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia


M. Istnaeny Huda S.T., M.T.
NIP P 1030400400


Mengetahui,
Dosen Pembimbing


Rini Kartika Dewi S.T., M.T.
NIP Y 1030100370

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : ANASTASIA PRISCILIA
NIM : 1614903
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA (SI)
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK ASAM BENZOAT DARI
TOLUEN DAN KHLORIN DENGAN PROSES
BENZOTRICHLORID KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-I) pada:
Hari : Sabtu
Tanggal : 20 Januari 2018
Nilai : B+

Ketua,



M. Istnaeny Hudha, ST., MT.
NIP. P. 1030400400

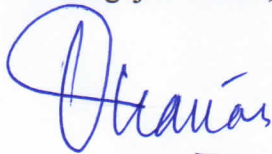
Sekretaris,



Rini Kartika Dewi, ST., MT.
NIP. P. 1030100370

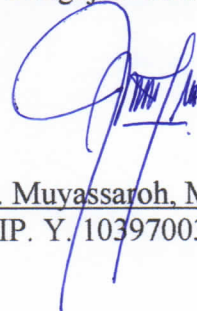
Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



Dwi Ana Anggorowati, ST. MT.
NIP. 197009282005012001

Penguji Kedua,



Ir. Muyassaroh, MT.
NIP. Y. 1039700306

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : ANASTASIA PRISCILIA
NIM : 1614903
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

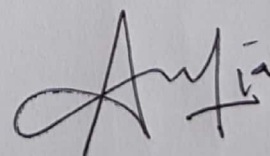
**ASAM BENZOAT DARI TOULEN DAN KHLORIN DENGAN PROSES
BENZOTRICHLORID KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Februari 2018

Yang membuat pernyataan,



ANASTASIA PRISCILIA
NIM. 1614903

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Asam Benzoat Dari Toluene Dan Klorin Dengan Proses Benzotrichlorid Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”** dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna mencapai gelar Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Lalu Mulyadi, MT selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Ir. Anang Subardi, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak M.Istnaeny Hudha, ST, MT, selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Ibu Rini Kartika Dewi, ST. MT, selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua orang tua kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak/Ibu dosen, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh sebab itu penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini.

Malang, Februari 2017

Penyusun

PRA RENCANA PABRIK
ASAM BENZOAT DARI TOLUEN DAN KHLORIN DENGAN PROSES
BENZOTRICHLORID KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :

1. Anastasia Priscilia 1614903
2. Bunga Kartika R. 1614904

Dosen Pembimbing :

Rini Kartika Dewi S.T., M.T.

ABSTRAK

Asam benzoat (C_6H_5COOH) adalah kristal yang berwarna putih yang digunakan untuk industri kimia, industri farmasi dan industri makanan. Asam benzoat larut dalam air dan tidak mudah terbakar. Dalam pembuatan asam benzoat menghasilkan hasil samping berupa HCl. Berdasarkan letak bahan baku, maka pabrik asam benzoat ini direncanakan berdiri di daerah Tuban, Jawa Timur dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dengan waktu operasi 330 hari/tahun. Utilitas yang digunakan antara lain steam, air, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk Staff dan Garis serta jumlah tenaga kerja 336 karyawan. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan harga TCI Rp. 300.794.830.495,00 ; ROI_{BT} 39 % ; ROI_{AT} 27% ; POT_{BT} 2,1 tahun ; POT_{AT} 2,7 tahun ; BEP 53,53% ; IRR 21,3 %. Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut maka dapat diambil kesimpulan bahwa Pabrik Asam Benzoat ini layak didirikan.

Kata Kunci : asam benzoat, toluen, benzotrichlorid

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	i
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	ii
PERNYATAAN KEASLIAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
ABSTRAKSI	viii
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II – 1
BAB III NERACA MASSA	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIXS	
APPENDIKS A	APP.A – 1
APPENDIKS B	APP.B – 1
APPENDIKS C	APP.C – 1
APPENDIKS D	APP.D – 1
APPENDIKS E	APP.E – 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Peta Lokasi Pabrik Asam Benzoat	I – 11
Gambar 2.1. Gambar Proses Hidrolisis Benzotrichloride	II - 1
Gambar 2.2. Gambar Proses Oksidasi Toluene	II - 2
Gambar 2.3. Proses Dekarboksilasi Phthalic Anhydride	II - 3
Gambar 9.1. Gambar Tata Pabrik Asam Benzoat	IX - 6
Gambar 9.1. Tata Letak Peralatan Asam Benzoat	IX - 11
Gambar 10.1. Gambar Struktur Organisasi Pabrik Asam Benzoat	X - 6
Gambar 11.1. Break Event Point Pra Rencana Pabrik Asam Benzoat	XI - 13

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Tabel Analisa Pasar	I - 1
Tabel 1.2. Data Import Asam Benzoat	I - 6
Tabel 2.1. Macam – Macam Proses Pembuatan Asam Benzoat	II - 4
Tabel 7.1. Data Peralatan Instrumen	VII - 4
Tabel 7.2. Data Alat Keselamatan Pabrik Asam Benzoat	VII - 10
Tabel 8.1. Persyaratan Air Umpan Boiler	VIII – 3
Tabel 8.2. Persyaratan Air Umpan Boiler Beda Tekanan	VIII – 3
Tabel 8.3. Persyaratan Air Sanitasi	VIII – 7
Tabel 9.1. Rincian Luas Pabrik Asam Benzoat	IX – 9
Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan	X - 9
Tabel 10.2. Kebutuhan Tenaga Kerja Pabrik Asam Benzoat.....	X - 13
Tabel 10.3. Daftar Gaji Karyawan	X – 16
Tabel 11.1. Cash Flow Pabrik Asam Benzoat	XI - 15
Tabel D.1.1. Total Kebutuhan Air Proses	D – 1
Tabel D.1.2. Total Kebutuhan Air Pendingin.....	D - 2
Tabel D.1.3. Total Kebutuhan Steam.....	D – 2
Tabel D.5.1. Pemakaian Listrik Pada Alat Produksi	D – 48
Tabel D.5.1. Pemakaian Listrik Pada Daerah Pengolahan Air.....	D - 48
Tabel D.5.3. Pemakaian Listrik Untuk Penerangan.....	D - 49
Tabel E.1.1. Indeks Harga Alat Pada Tahun Sebelum Evaluasi.....	E – 1
Tabel E.1.1. Daftar Peralatan Produksi.....	E – 2
Tabel E.2.1. Harga Peralatan Proses	E - 3
Tabel E.2.2. Harga Peralatan Utilitas	E - 5
Tabel E.5.1. Daftar Gaji Karyawan	E - 8
Tabel E.6.1. Cash Flow Pabrik Asam Benzoat.....	E – 19

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami peningkatan di segala bidang, terutama industri yang bersifat padat modal dan teknologi Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan negara-negara maju lainnya. Peningkatan yang pesat baik secara kualitatif maupun kuantitatif juga terjadi dalam industri kimia. Salah satunya adalah industri yang menggunakan asam benzoat sebagai bahan pengawet, sehingga kebutuhan akan asam benzoat semakin meningkat. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut hingga saat ini Indonesia masih mengimpor dari berbagai negara karena pabrik asam benzoat belum ada di Indonesia.

Dengan melihat kenyataan tersebut industri asam benzoat memiliki prospek ke depan yang cerah. Hal ini karena asam benzoat merupakan senyawa kimia organik produk industri kimia yang dapat menjadi bahan baku untuk industri kimia lain seperti industri makanan, farmasi, dan lain-lain. Kegunaan asam benzoat antara lain sebagai bahan pengawet makanan, dalam farmasi sebagai antiseptik, bahan pembuat fenol, kaprolaktam, glikol benzoat, sodium dan potassium benzoat.

Asam benzoat terdapat di alam dalam bentuk turunan seperti garam, ester, dan amida. Getah benzoin (*styrax benzoin*) mengandung 20% asam benzoat atau kombinasinya yang dapat dipecah dengan pemanasan. Resin Acaroid (*Xanthorrhoea haslilis*) mengandung 4,5 – 7% asam benzoat. Sejumlah kecil terdapat pada kelenjar bau dari berang berang, kulit kayu cherry, berry, prem, cengkeh matang, dan minyak biji adas. Balsam dari Peru dan Tolu mengandung benzyl benzoat dan juga asam benzoat. Urin herbivora mengandung sejumlah kecil glisin yang merupakan turunan asam benzoat dan asam hippurat. Sehingga dapat dikatakan bahwa asam benzoat dalam bentuk murni tidak terdapat di alam.

(Kirk & Othmer, 1989)

Pada saat ini kebutuhan asam benzoat di Indonesia sebagian besar diimpor dari Negara-negara lain seperti Cina, Hongkong, USA, Belanda, Jepang, Perancis, dan Jerman.

Kebutuhan dunia akan asam benzoat setiap tahun mengalami kenaikan sebesar 2% per tahun (Kirk & Othmer, 1989), sehingga peluang pasar asam benzoat masih luas dan dapat diperebutkan. Dengan pertimbangan-pertimbangan tersebut maka direncanakan pendirian pabrik asam benzoat di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan pasar dam negeri.

1.2. Bahan Baku dan Produk

1.2.1 Bahan Baku

Toluen

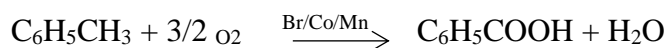
Memiliki nama lain methylbenzene, phenylmethane, toluol, dan anisen. Toluen mempunyai sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika

- Rumus molekul : $C_6H_5CH_3$
- Berat molekul, g/gmol : 92,14
- Kenampakan : cairan tak berwarna
- Titik didih, °C : 110,8
- Titik beku, °C : -95
- Refractive index (20°C) : 1,497
- Viskositas (20 °C), cP : 0,590
- Densitas (20 °C), g/cm³ : 0,8669

Sifat Kimia

- Reaksi hidrogenasi, dengan katalis nikel, platinum atau paladium dapat menjenuhkan cincin aromatik sebagian maupun keseluruhan, menghasilkan benzena, metana dan bifenil.
- Reaksi oksidasi, dengan katalis kobalt, mangan atau bromida pada fase cair menghasilkan asam benzoat.



- Reaksi substitusi oleh metil, pada temperatur tinggi dan reaksi radikal bebas. Klorinasi pada 100°C atau dengan ultraviolet membentuk benzil klorida, benzal klorida dan benzotriklorida.

- Reaksi substitusi oleh logam alkali menghasilkan normal-propil benzena, 3-fenil pentana, dan 3-etil-3-fenil pentana.

(Robert H, Perry, 2008)

1.2.2 Klorin

Sifat Fisika

- Rumus molekul : Cl_2
- Berat molekul, g/mol : 70,91
- Titik leleh, $^{\circ}\text{C}$: -101,5
- Berat jenis, g/cm^3 : 1,56
- Titik didih, $^{\circ}\text{C}$: -34,04
- Temperatur Kritis, $^{\circ}\text{C}$: 690,05
- Tekanan Kritis, MPa : 7, 991
- Warna : kuning kehijauan
- Kenampakan : gas

Sifat Kimia

- Sangat reaktif dengan air

(Robert H, Perry, 2008)

1.2.3 Zink Klorida (ZnCl_2)

Sifat Fisika

- Rumus molekul : ZnCl_2
- Berat molekul, g/mol : 136,315
- Titik leleh, $^{\circ}\text{C}$: 290
- Berat jenis, g/cm^3 : 2,907
- Titik didih, $^{\circ}\text{C}$: 732
- Warna : putih
- Kenampakan : kristal
- Kelarutan dalam air : 432 g/ 100 g (25°C)

Sifat Kimia

- Kelarutan : larut dalam ethanol, glycerol, acetone

(Robert H, Perry, 2008)

1.2.4 Benzotriklorid ($C_6H_5CCl_3$)

Sifat Fisika

- Rumus molekul : $C_6H_5CCl_3$
- Berat molekul, g/mol : 195,48
- Titik leleh, $^{\circ}C$: -5
- Berat jenis, g/cm^3 : 1,3756
- Titik didih, $^{\circ}C$: 220,8
- Warna : tidak berwarna
- Kenampakan : cair
- Kelarutan dalam air : 0,05 g/L

Sifat Kimia

- Kelarutan : larut dalam senyawa organik

(Robert H, Perry, 2008)

1.2.2 Produk Utama

Asam Benzoat

Memiliki nama lain Benzenecarboxylic acid, Carboxybenzene, Dracrylic acid, Phenylmetanoic acid. Asam benzoat mempunyai sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat Fisika

- Rumus molekul : $C_7H_6O_2$
- Berat Molekul, g/gmol : 122,12
- Titik didih $^{\circ}C$: 249,2
- Specific gravity (20 $^{\circ}C$) : 0,783
- *Refractive index* (20 $^{\circ}C$) : 1,5397
- Viskositas (130 $^{\circ}C$), mPa : 1,26
- Densitas, g/cm^3 : 1,2659 (15 $^{\circ}C$) 1,0749 (130 $^{\circ}C$)
- Kenampakan : kristal tak berwarna

Sifat Kimia

- Kelarutan : dalam air, acetone, benzene

(Robert H, Perry, 2008)

1.2.3 Produk samping

Hydrochloric Acid (HCl)

- Rumus molekul : HCl
- Kenampakan : cairan tak berwarna
- Berat Molekul, g/gmol : 36,46
- Titik didih, °C : 110
- Titik lebur, °C : -27,32
- Densitas, g/cm³ : 1,18

Sifat Kimia

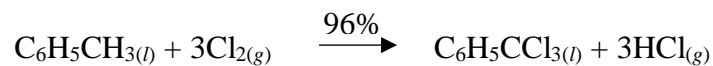
- Dapat larut dalam alkali hidroksida, kloroform, dan eter.
- Merupakan oksidator kuat.
- Racun bagi pernapasan.

(Robert H, Perry, 2008)

1.3. Analisa Pasar

Pemasaran produk Asam Benzoat untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri tersebar di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan dalam negeri sudah dapat dipenuhi maka pemasaran diarahkan ke wilayah Asia, dibawah ini analisa pasar untuk mengetahui potensi produk terhadap pasar.

Reaksi :



Tabel. 1.1. Tabel analisa pasar

No	Reaktan	Berat Molekul	Harga (\$)/Kg
1	C ₆ H ₅ CH ₃	92,14	0,702
2	Cl ₂	70,91	0,31
3	ZnCl ₂	136,315	1,4
4	C ₆ H ₅ COOH	122,12	1,51
5	HCl	36,46	0,1

$$\begin{aligned}
 EP &= \text{Produk} - \text{Reaktan} \\
 &= [(0,96 \times 122,12 \times 1,51) + (0,96 \times 3 \times 36,46 \times 0,1)] - [(92,14 \times 0,702) + (3 \times 70,91 \times 0,31)] \\
 &= (177,0252 + 10,5005) - (64,6823 + 65,9463) \\
 &= \$ 56,8971 / \text{Kgmol CH}_3\text{COCH}_3
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil analisa diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Benzoat memperoleh keuntungan sebesar \$56,8971 Kgmol dan dapat didirikan pada tahun 2022.

1.4. Menentukan Kapasitas

Kebutuhan Asam Benzoat di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia.

Tabel 1.2. Data Impor Asam Benzoat Tahun 2010–2016 di Indonesia

No.	Tahun	Jumlah (Ton)	Tingkat Pertumbuhan
1.	2010	6.750,764	-
2.	2011	7.269,019	7,6770
3.	2012	7.084,790	-2,5344
4.	2013	6.894,767	-2,6821
5.	2014	7.232,787	4,9026
6.	2015	6.709,442	-7,2357
7.	2016	7.608,967	13,4069
	Rata-rata		2,2557

Sumber: Badan Pusat Statistika (2017)

Dalam mendirikan suatu industri diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan dapat sesuai dengan permintaan.

Rata-rata persen kenaikan kebutuhan asam benzoat adalah 2,2557%. Maka perkiraan kapasitas produksi pada tahun 2022 adalah :

$$X = X_0 (1 + i)^n$$

$$X = 7.608,967 (1 + 0.022557)^6$$

$$X = 8.698,6299 \text{ kg/th}$$

Kapasitas pabrik baru bila diperkirakan ekspor sebesar 60% adalah :

$$8.698,630 + (0.6 \times 8.698,630) = 13.917,808 \text{ kg/th}$$

Berdasarkan data ketersediaan bahan baku yang terdapat di Indonesia yaitu toluene pada PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (TPPI) sebesar 300.000 ton/tahun dan pabrik asam benzoat di Indonesia belum ada, maka kapasitas pra rencana pabrik asam benzoat pada tahun 2022 perlu diperhitungkan kembali sesuai dengan kapasitas bahan baku yang ada di Indonesia yaitu sebesar 50.000 ton/tahun.

1.5. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik pada suatu perusahaan sangat penting, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan perusahaan. Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik dibagi menjadi dua golongan yaitu :

1.5.2 Faktor-faktor Utama

a. Penyediaan Bahan Baku

Ketersediaan dan harga bahan baku sering menentukan penentuan lokasi dari suatu perusahaan/pabrik. Ditinjau dari factor ini, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku, yaitu meliputi :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber bahan baku dapat diandalkan pengadaannya
- Kualitas bahan baku yang ada serta apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya.

Bahan baku yang digunakan adalah toluene yang dibeli dari PT Trans Pasific Petrochemical Indotama yang berlokasi di Tuban. PT TPPI memiliki kapasitas produksi toluene sebesar 300.000 ton/tahun. Kebutuhan klorin dan katalis zinc chloride dibeli dari American Elements.

b. Pemasaran (Marketing)

Marketing merupakan salah satu faktor yang sangat penting unuk suatu pabrik atau industri, karena pemasaran sangat menentukan keuntungan industri tersebut. Dalam pemasaran beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Dimana produk akan dipasarkan (daerah marketing)
- Proyeksi kebutuhan produk pada masa sekarang dan yang akan datang
- Pengaruh persaingan dagang
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran.

Daerah Tuban merupakan daerah yang strategis untuk pendirian suatu pabrik karena dekat dengan kawasan industri pabrik makanan dan farmasi yang menggunakan asam benzoat sebagai bahan baku. Selain itu dengan pelabuhan yang memudahkan ekspor asam benzoat ke luar negeri.

c. Utilitas

Faktor utilitas menjadi sangat penting karena menyangkut kelancaran proses produksi. Utilitas meliputi kebutuhan air, listrik dan bahan bakar

1. Air

Air merupakan hal yang sangat penting dalam pra rencana pabrik Asam Benzoat. Air digunakan untuk keperluan proses, pendingin, air umpan boiler, air sanitasi, serta kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber, yaitu : air sungai, air kawasan dan air PDAM yang disesuaikan dengan jenis kebutuhan dan jumlahnya. Dalam penyediaan air beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Kemampuan sumber tersebut untuk memenuhi kebutuhan pabrik
- Kualitas sumber air yang digunakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil 2 sumber : air sungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau air sungai surut maka digunakan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari. Jadi air PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan untuk sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendinginan).

2. Listrik dan Bahan Bakar

Listrik dan bahan bakar mempunyai peranan yang sangat penting dalam pabrik asam benzoat, terutama untuk alat penggerak dan penerangan. Pada penyediaan listrik dan bahan bakar di daerah tersebut ada beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Ada atau tidaknya serta jumlah tenaga listrik
- Harga tenaga listrik
- Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar di masa mendatang
- Mudah atau tidaknya mendapat bahan bakar.

Sumber listrik bisa diperoleh dari PLN dan sebagai cadangan digunakan tenaga generator yang harus siap setiap saat bila diperlukan karena adanya gangguan listrik PLN. Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan generator dan alat yang menghasilkan panas misalnya boiler. Biasanya bahan bakar akan dipenuhi oleh PERTAMINA, sehingga kelancaran distribusinya sangat tergantung dari lembaga tersebut.

d. Keadaan Geografis dan Masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat sangat mendukung iklim industri dalam menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Kesiapan masyarakat setempat untuk berubah menjadi masyarakat industri
- Keadaan geografis yang menyulitkan konstruksi peralatan
- Spesifikasi gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain
- Kondisi tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses
- Kemungkinan untuk perluasan di masa yang akan mendatang.

1.5.2 Faktor-faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan dengan benar agar kelancaran *supply* bahan baku dan penyaluran produk asam benzoat dapat berjalan lancar dengan biaya yang murah dan waktu yang serendah mungkin. Oleh sebab itu beberapa faktor yang ada perlu diperhatikan, antara lain : jalan raya yang

mudah dilalui kendaraan besar, jalur rel kereta api, sungai yang dapat dilayari kapal/perahu dan adanya pelabuhan dan lapangan udara.

Daerah Tuban dekat dengan pelabuhan untuk keperluan transportasi impor-ekspor serta jalan raya dan jalan tol yang memadai sehingga memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

b. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja, baik tenaga kerja kasar atau tenaga kerja ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran operasional pabrik. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja menjadi pendukung pendirian pabrik. Dalam penyediaan tenaga kerja beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain : mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan, keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia dan tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.

c. Pembuangan Limbah

Pembuangan limbah pabrik asam benzoat perlu diperhatikan mengingat masalah ini sangat berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik baik berupa bahan : gas, cair maupun padat. Pembuangan limbah harus memperhatikan ketentuan pemerintah atau ketentuan pemerintah daerah setempat.

d. Letak Dan Karakteristik Lokasi

Beberapa hal yang berkaitan dengan letak dan karakteristik lokasi yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi ini, antara lain : jenis tanah tersebut apakah termasuk daerah bebas sawah, rawa, bukit dan daerah pedesaan atau perkotaan dan harga tanah, karena harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk mendapatkan tanah yang luas sehingga untuk perluasan pabrik dan fasilitas pendukung lainnya akan lebih mudah dan memungkinkan.

e. Peraturan Perundang-undangan

Peraturan perundangan merupakan salah satu faktor yang perlu diperhatikan, yang berkaitan dengan : ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut, ketentuan mengenai jalur unuk berdirinya industri di daerah tersebut dan peraturan perundang-undangan dari pemerintah pusat dan daerah setempat.

Berdasarkan faktor-faktor di atas, daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik Asam Benzoat terletak di daerah Tuban, Jawa Timur. Peta lokasi pabrik Asam Benzoat dapat dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1.1. Peta Lokasi Pabrik Asam Benzoat

BAB II

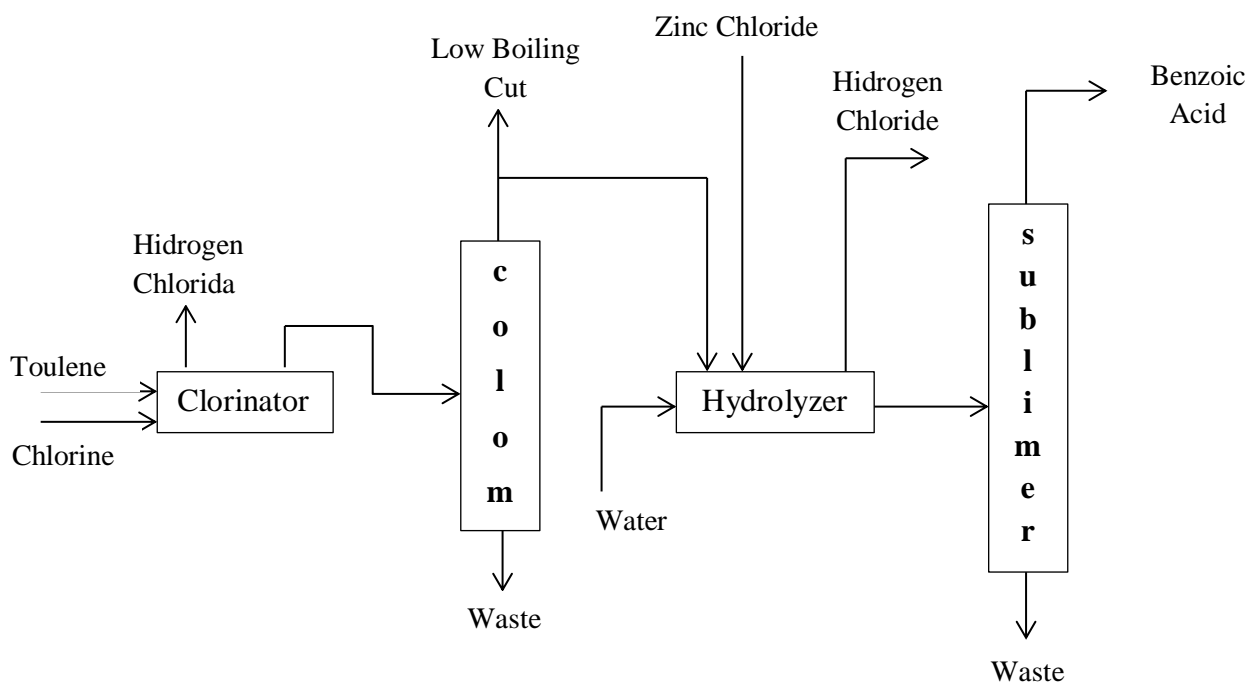
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Macam proses pembuatan asam benzoate dibagi menjadi tiga macam, yaitu:

1. Proses Hidrolysis Benzotrichloride
2. Proses Oksidasi Toluen
3. Proses Dekarboksilasi Phtalic Anhyddride

2.1.1. Proses Hidrolysis Benzotrichloride

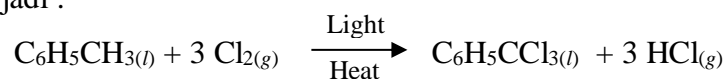


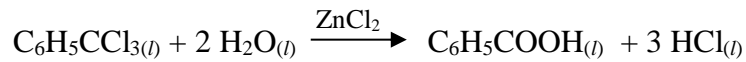
(Donald B Keyes, 1995)

Gambar 2.1. Proses Hidrolysis Benzotrichloride

Toluene diklorinasi pada suhu 100 - 150 °C, sampai berat jenis larutan tersebut mencapai harga 1,375 – 1,385 pada suhu 20 °C, untuk menghasilkan benzotrichloride. Alkali dalam jumlah kecil dapat ditambahkan pada hasil reaksi untuk menetralkan HCl. HCl yang terbentuk selama proses reaksi dialirkan ke scrubber, penyerap yang digunakan adalah air untuk menghasilkan HCl.

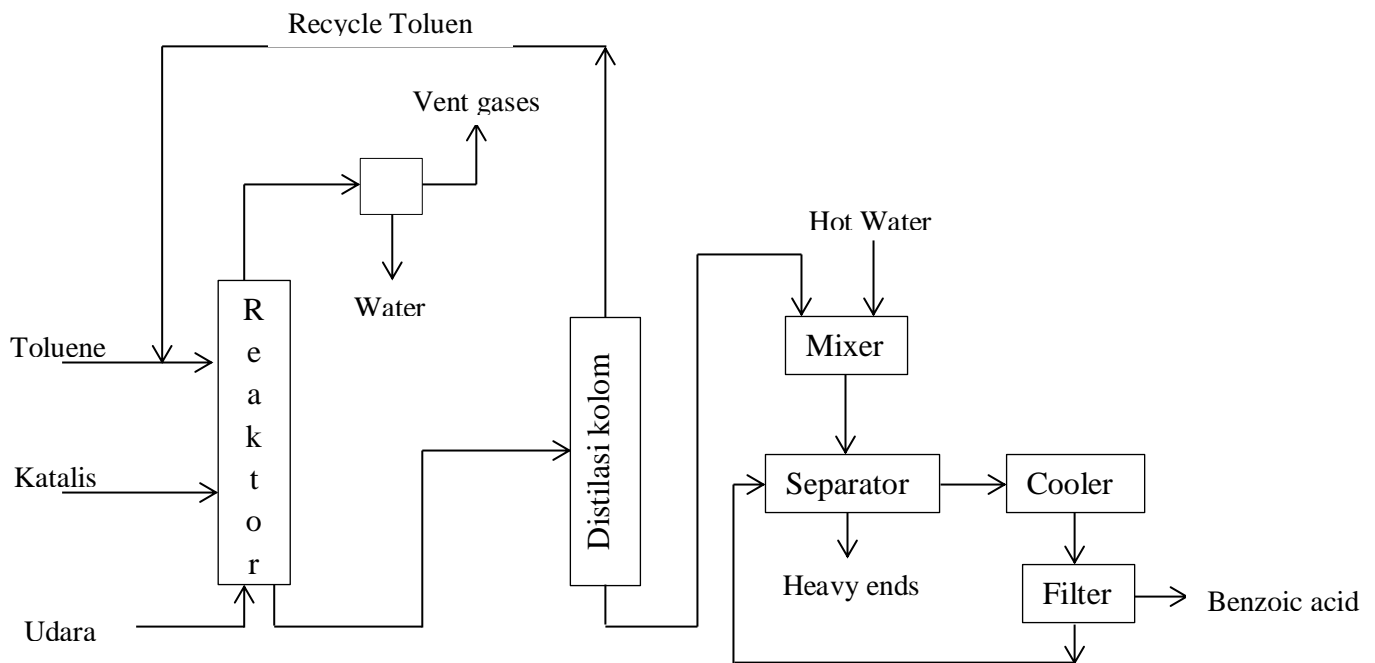
Reaksi yang terjadi :





Benzotrichloride didestilasi dan kemudian dialirkan ke reactor hidrolizer untuk direaksikan dengan uap air dengan dikondisikan sampai suhu 115 °C. Liquid keluar dari reactor hidrolizer asam benzoat yang terbentuk dimasukkan ke dalam kolom destilasi untuk dimurnikan dari benzotrichloride, produk atas berupa asam benzoate sedang produk bawah berupa benzotrichlorid.

2.1.2. Proses Oksidasi Toluene

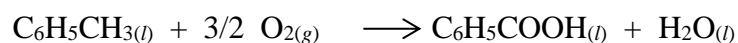


(Donald B Keyes, 1995)

Gambar 2.2. Proses Oksidasi Toluene

Toluene dan katalis dialirkan di dalam reactor lewat bagian atas, bersamaan itu juga udara dilewatkan dari bagian bawah. Agar reaksi yang terjadi dapat didistribusikan dengan sempurna, maka dilakukan pengadukan.

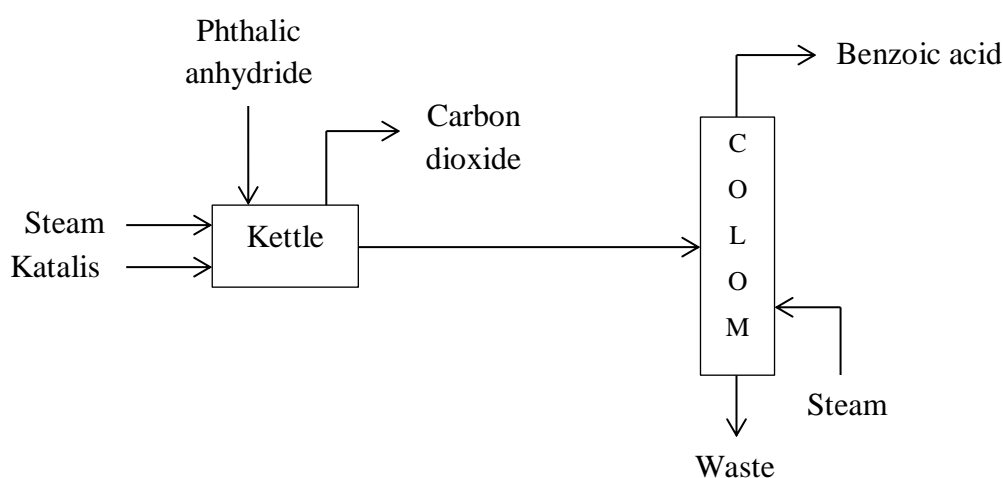
Reaksi pembentukan asam benzoate adalah sebagai berikut:



Reaksi yang terjadi di dalam reactor dikondisikan pada suhu 150 - 200 °C dan pada tekanan 5 - 50 atm. Udara dan toluene akan menghasilkan konversi sebesar 10 - 50%, setelah konversi mencapai 40% campuran reaksi tersebut akan dimasukkan ke

dalam kolom destilasi, dimana toluen yang tidak bereaksi dikembalikan lagi ke dalam reactor, sedangkan hasil bawah kolom destilasi dialirkan ke tangki pencampur dengan menambahkan air terlebih dahulu untuk melarutkan asam benzoat, lapisan yang kaya akan asam benzoate didinginkan untuk mendapatkan endapan kristal asam benzoat. Endapan tersebut kemudian dikeringkan kembali untuk memperoleh Kristal asam benzoat.

2.1.3. Proses Dekarboksilasi Phthalic Anhydride

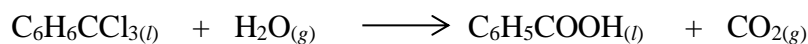


(Donald B Keyes, 1995)

Gambar 2.3. Proses Dekarboksilasi Phthalic Anhydride

Dalam proses ini phthalic anhydride mengalami dekarboksilasi setelah direaksikan dengan steam dalam suatu kettle tertutup.

Reaksi pembentukan asam benzoate adalah sebagai berikut :



Agar reaksi berjalan sempurna, maka ditambahkan katalis 2 – 6 % dari berat phthalic anhydride yang masuk ke dalam reactor. Katalis yang digunakan adalah sodium karbonat yang mengandung sedikit nikel oksida dan tembaga oksida, atau campuran chromium dan disodium phthalates.

Mula–mula mencampur phthalic anhydride dan katalis di dalam reactor dilakukan pemanasan suhu 150 – 200 °C, kemudian steam diinjeksi sambil dilakukan pengadukan pada reaktor agar reaktor terdispersi maka untuk jumlah phthalic anhydride sebanyak 100 bagian diperlukan steam dengan rate 2 – 20 bagian per jam.

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, sehingga diperlukan pendingin gas keluar reaktor berupa CO dan uap air yang tidak bereaksi sedangkan produk bawah berupa asam benzoat dan katalis. Reaksi ini berlangsung beberapa saat sampai kandungan phthalic anhydride atau phthalic acid kurang dari 5 %. Asam benzoat yang diperoleh dari reaksi ini sebesar 80 – 85 % dari phthalic anhydride.

2.2. Seleksi Proses

Dari tiga macam proses pembuatan Asam Benzoat, dapat dilakukan perbandingan sebagai berikut:

Tabel 2.1. Macam-Macam proses pembuatan asam benzoat

Parameter	P. Hidrolysis Benzotrichloride	P. Oksidasi Toluen	P. Phthalic Anhydride
- Bahan Baku	- Toluen - Chlorine	- Toluen - Oksigen	- Phthalic Anhydride
- Suhu	- 115 °C	- 250 °C	- 200 °C
- Tekanan	- 1.4 atm	- 5 - 50 atm	-
- Konversi	- 96%	- 90%	- 85%
- Hasil samping	- HCl	- H ₂ O	- H ₂ O

Dari perbandingan ketiga proses diatas maka dipilih proses hidrolisis benzotrichloride karena :

1. Kondisi suhu yang dioperasikan tidak terlalu tinggi
2. Kondisi tekanan yang digunakan rendah
3. HCl sebagai hasil samping dari proses hidrolisis benzotrichloride dapat dijual.
4. Konversi reaksi yang tinggi

2.3. Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan asam benzoat dari toluen dan khlorin melalui beberapa tahapan, yaitu :

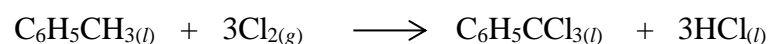
2.3.1 Tahap persiapan bahan baku

Toluen yang berbentuk liquid dari *storage* (F-112) diumpankan menuju *reaktor I* (R-100) dengan menggunakan *pompa* (L-116) melalui *heater* (E-117) sampai suhu mencapai 100 °C.

Khlorin yang berbentuk gas dari *storage* (F-113) diumpankan menuju *reaktor I* (R-110) dengan menggunakan *kompresor* (E-114) melalui *heater* (E-115) sampai suhu mencapai 100 °C.

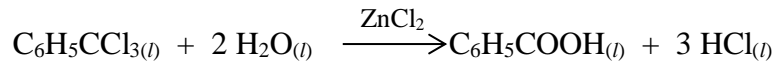
2.3.2 Tahap Reaksi

Toluen dan khlorin dimasukkan ke dalam reaktor I (R-110) dan terjadi reaksi sebagai berikut :



Proses ini dilakukan pada suhu 100 °C 1.4 atm. Untuk menjaga suhu konstan maka reaktor ini dilengkapi dengan jaket pemanas karena proses ini adalah endotermis. Hasil reaksi berupa C₆H₅CCl₃ sebagai hasil bawah dan HCl sebagai hasil atas. HCl sebagai hasil atas dialirkan ke *scruber I* (D-118) untuk proses penyerapan, media penyerap yang digunakan adalah air selanjutnya dialirkan ke *storage* HCl (F-157). C₆H₅CCl₃ yang terbentuk dialirkan ke *heater* (E-122) untuk masuk ke proses distilasi.

C₆H₅CCl₃ hasil sitilais dialirkan ke *reaktor II* (R-130) dengan *pompa* (L-131) dan didinginkan melalui *cooler* (E-136) sampai suhunya 115 °C. Katalis dari *bin* (F-135) dimasukkan ke dalam *tangki pencampur* (R-132) dengan penambahan H₂O. Kemudian dimasukkan ke dalam *reaktor II* (R-130) melalui *heater* (E-137) sampai suhunya 115 °C. Reaksi yang terjadi di reaktor hidrolizer :



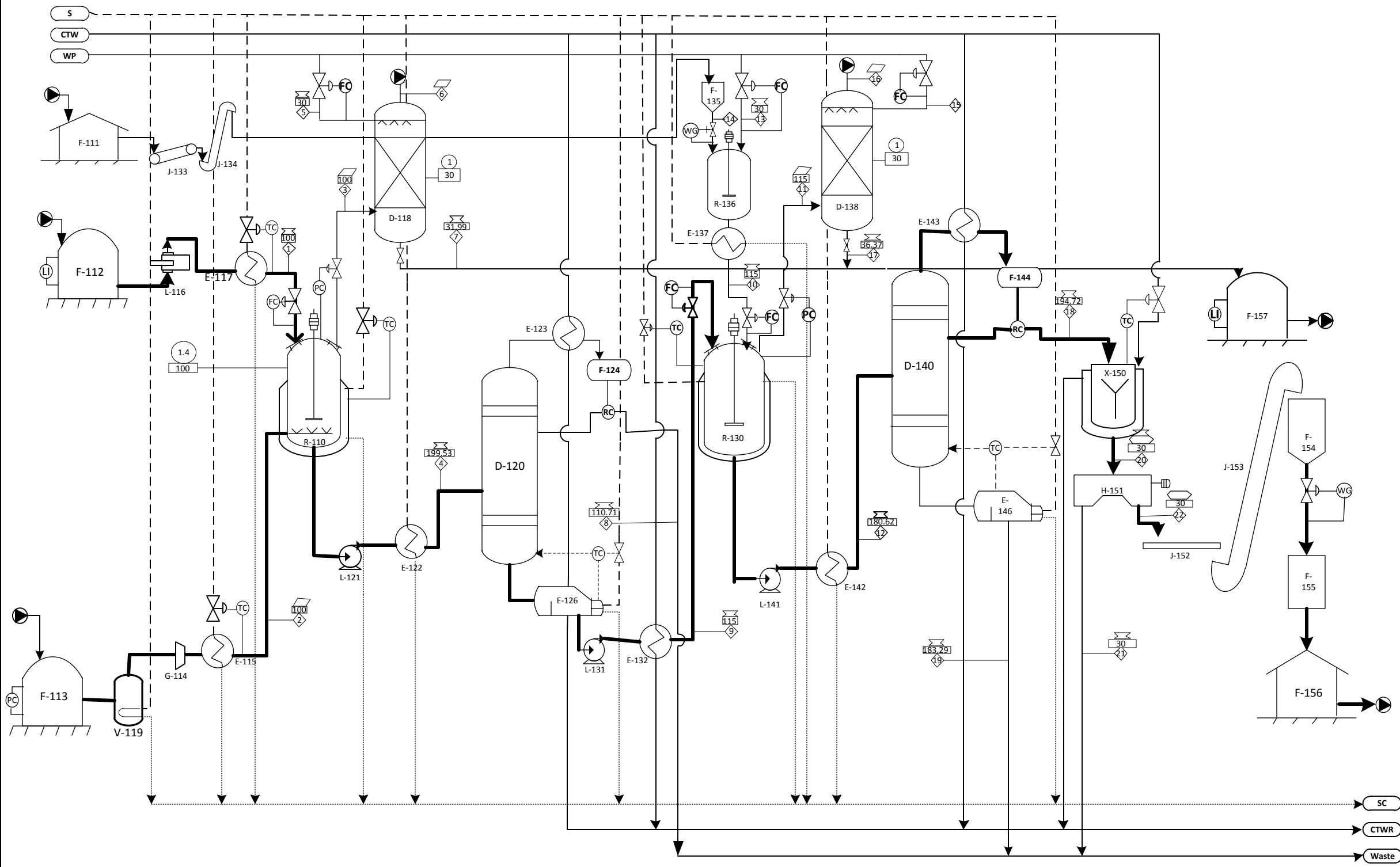
Proses ini dilakukan ini dilakukan pada suhu 115 °C tekanan 1 atm selama 8 jam. Hasil reaksi berupa C₆H₅COOH sebagai hasil bawah dan HCl sebagai hasil atas. HCl sebagai hasil atas dialirkan ke *scruber II* (D-138) untuk proses penyerapan, media penyerap yang digunakan adalah air selanjutnya dialirkan menuju *storage HCl* (F-157). C₆H₅COOH yang terbentuk dialirkan ke *kristalizer* (X-150)

2.3.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Larutan hasil reaksi dari *reaktor I* (R-110) yang mengandung C₆H₅CCl₃ dan C₆H₅CH₃ dialirkan dengan *pompa* (L-121) melalui *heater* (E-122) menuju *kolom distilasi I* (D-120). Dalam *kolom distilasi I* (D-120) dihasilkan distilat yang mengandung C₆H₅CH₃. Sedangkan bottom mengandung C₆H₅CCl₃. Hasil bottom dialirkan ke *reaktor II* (R-130) dengan *pompa* (L-131) dan didinginkan melalui *cooler* (E-132). Larutan hasil reaksi dari *reaktor II* (R-130) yang mengandung C₆H₅CH₃, H₂O, C₆H₅CCl₃, C₆H₅COOH dan ZnCl₂ dialirkan dengan *pompa* (L-141) melalui *heater* (E-142) menuju *kolom distilasi II* (D-140). Dalam *kolom distilasi II* (D-140) dihasilkan distilat yang mengandung C₆H₅COOH. Sedangkan bottom mengandung ZnCl₂. Distilat didinginkan dalam *kondensor* (E-143) kemudian ditampung dalam *akumulator* (F-144) dan selanjutnya dialirkan dengan *pompa* (L-145) menuju *kristalizer* (X-150) untuk dirubah fasenya menjadi padatan (kristal) asam benzoat, dalam kristalizer juga ditambahkan air pendingin untuk mendinginkan produk sampai suhu 30 °C, dengan harapan produk yang disimpan tidak terlalu panas.

2.3.4. Tahap Penanganan Produk

Kristal yang terbentuk kemudian dialirkan ke *centrifuge* (H-151) untuk memisahkan asam benzoat dari mother liquornya. Kemudian asam benzoat yang dihasilkan diangkut dengan menggunakan *vibration conveyor* (J-152) dan *bucket elevator* (J-153) menuju *bin produk* (F-154), selanjutnya dikemas dengan menggunakan *mesin pengemas* (P-155) dan disimpan dalam gudang penyimpanan (F-156).



14		SOLID FLOW
13		TEMPERATURE CONTROLLER
12		FEED RATIO CONTROLLER
11		FEED CONTROLLER
10		LEVEL CONTROLLER
9		LEVEL INDIKATOR
8		COOLING TOWER WATER RETURN
7		COOLING TOWER WATER
6		STEAM
5		WATER PROCESS
4		GAS FLOW
3		LIQUID FLOW
2		TEMPERATUR
1		NOMOR ALIRAN
No	SIMBOL	KETERANGAN

39	V-119	VAPORIZER
38	F-157	STORAGE HCL
37	F-156	GUDANG PENYIMPANAN
36	F-155	MESIN PENGEMAS
35	F-154	BIN PRODUK
34	J-153	BUCKET ELEVATOR
33	J-152	VIBRATING CONVEYOR
32	H-151	CENTRIFUGE
31	X-150	KRISTALIZER
30	E-146	REBOILER II
29	F-144	AKUMULATOR II
28	E-143	KONDENSOR II
27	D-140	DISTILASI II
26	E-142	HEATER
25	L-141	POMPA
24	D-138	SCRUBER II
23	R-130	REAKTOR II
22	E-137	HEATER
21	R-136	TANGKI PENCAMPUR
20	F-135	BIN KATALIS
19	J-134	BUCKET ELEVATOR
18	J-133	BELT CONVEYOR
17	E-132	COOLER
16	L-131	POMPA
15	E-126	REBOILER I
14	F-124	AKUMULATOR I
13	E-123	KONDENSOR I
12	E-120	DISTILASI I
11	E-122	HEATER
10	L-121	POMPA SENTRIFUGAL
9	R-110	REAKTOR I
8	D-118	SCRUBER I
7	E-117	HEATER
6	L-116	POMPA PISTON
5	E-115	HEATER
4	G-114	KOMPRESOR
3	F-113	STORAGE CHLORIN
2	F-112	STORAGE TOLUENE
1	F-111	STORAGE KATALIS
No.	KODE	KETERANGAN

NERACA MASSA (kg/jam)

NO	KOMPONEN	NOMOR ALIRAN																						
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
1	C ₆ H ₅ CH ₃	5140,8146			205,6326					205,6120	0,0206								0,0204	0,0002	0,0204	0,0204		
2	C ₆ H ₆	25,8332		25,8332			0,2583	25,5749																
3	Cl ₂		11868,0521	474,7221			4,7472	469,9749																
4	H ₂ O		35,7113	35,7113		31279,5234		31315,2346			1929,5935		77,1820	1929,5935		8356,2042		8356,2042	60,2186	16,9634	60,2186	2,9013	57,3173	
5	HCl			5858,6278				58,5863	5800,0415															
6	C ₆ H ₅ CCl ₃				10469,8842					1,0470	10468,8372		418,7443						418,7024	0,0419	418,7024	418,7024		
7	ZnCl ₂										73,2189		73,2819		73,2819					73,2819				
8	C ₆ H ₅ COOH												6278,7790						6256,1753	22,6036	6255,1753	0,3613	6255,8140	
JUMLAH		5166,6478	11903,7634	6394,8944	10675,5168	31279,5234	63,5918			10468,8578	2002,8753	5623,7254	6848,0077	1929,5935	73,2819	8356,2042	56,3237	13923,6924	6735,1167	112,8909	6735,1167	421,9854	6313,1313	

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**FLOW SHEET PRA RENCANA PABRIK
ASAM BENZOAT DARI TOLUENE DAN CHLORIN DENGAN
PROSES BENZOTRICHLORID**

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING :
ANASTASIA PRISCILIA 16.14.903 BUNGA KARTIKA R. 16.14.904	RINI KARTIKA DEWI, ST. MT.

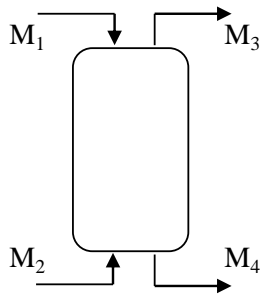
BAB III
NERACA MASSA

Hasil perhitungan neraca panas pada Pra-Rencana Pabrik Asam Benzoat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun sebagai berikut

Pabrik : Asam Benzoat
Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun
Waktu Operasi : 330 hari/tahun
 : 24 jam/ hari
Basis Operasi : 5166.6478 kg/jam $C_6H_5CH_3$

1. Reaktor I (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan $C_6H_5CH_3$ dan Cl_2 menjadi $C_6H_5CCl_3$



$$T = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$P = 1.4 \text{ atm} = 1064 \text{ mmHg}$$

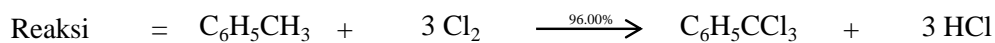
Keterangan :

M_1 : Aliran Toluene masuk reaktor

M_2 : Aliran Cl_2 masuk reaktor

M_3 : Aliran komponen gas keluar reaktor menuju scrubber

M_4 : Aliran komponen keluar reaktor menuju kolom distilasi



Neraca Massa Reaktor (R-110)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁		M₃ menuju scruber	
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	HCl	5858.6278
C ₆ H ₆	25.8332	C ₆ H ₆	25.8332
Jumlah	5166.6478	Cl ₂	474.7221
M₂		H ₂ O	35.7113
Cl ₂	11868.0521	Jumlah	6394.8944
H ₂ O	35.7113	M₄ menuju kolom distilasi	
Jumlah	11903.7634	C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326
		C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842
		Jumlah	10675.5168
Total	17070.4112	Total	17070.4112

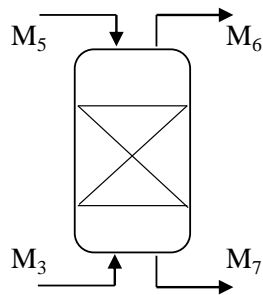
2. Scruber I (D-124)

Fungsi : Untuk menyerap HCl

Dengan kondisi

P = 1.0 atm

T = 30 °C



Keterangan :

M₃ : Aliran gas masuk scruber

M₅ : Aliran air masuk scruber

M₆ : Aliran gas yang tidak diserap scruber

M₇ : Aliran komponen liquid yang diserap scruber

Tekanan Operasi scruber : 1.0 atm 760.00 mmHg

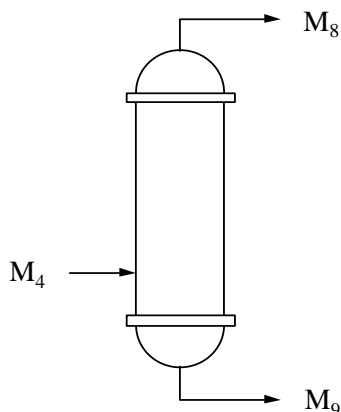
Suhu : 30.0 °C 303.1500 K

Neraca Massa Scruber I			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₃ dari reaktor		M₆ keluar scruber I menuju pengolahan limbah	
HCL	5858.6278	HCL	58.5863
C ₆ H ₆	25.8332	C ₆ H ₆	0.2583
Cl ₂	474.7221	Cl ₂	4.7472
H ₂ O	35.7113	Jumlah	63.5918
Jumlah	6394.8944	M₇ keluar scruber tangki penampung HCl	
M₅ masuk scruber I		HCL	5800.0415
H ₂ O	31279.5234	C ₆ H ₆	25.5749
Jumlah	31279.5234	Cl ₂	469.9749
		H ₂ O	31315.2346
		Jumlah	37610.8259
Total	37674.4178	Total	37674.4178

3. Kolom Destilasi I

Fungsi : Untuk memisahkan CH₂Cl₂ dari C₆H₅CH₃

P = 1 atm = 760 mmHg



Keterangan:

M₄ : Aliran komponen dari reaktor masuk kolom destilasi

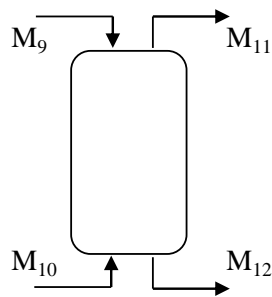
M₈ : Aliran produk atas keluar kolom destilasi menuju waste

M₉ : Aliran produk bawah keluar kolom destilasi menuju reaktor II

Neraca Massa Destilasi I (D-130)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M ₄ dari Reaktor I		M ₈ ke Waste	
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326	C ₆ H ₅ CH ₃	205.6120
C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842	C ₆ H ₅ CCl ₃	1.0470
Jumlah	10675.5168	Jumlah	206.6590
		M ₉ ke Reaktor II	
		C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206
		C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372
		Jumlah	10468.8578
Total	10675.5168	Total	10675.5168

4. Reaktor II (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan C₆H₅CCl₃, H₂O, dan katalis ZnCl₂ menjadi C₆H₅COOH dan HCl



$$T = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 403.15 \text{ K}$$

$$\text{Konversi} = 96.00\%$$

Fase reaksi = cair

Keterangan :

M₉: Aliran C₆H₅CH₃ dan C₆H₅CCl₃ dari kolom distilasi I

M₁₀: Aliran katalis ZnCl₂ dan H₂O

M₁₁: Aliran komponen gas keluar reaktor menuju scrubber II

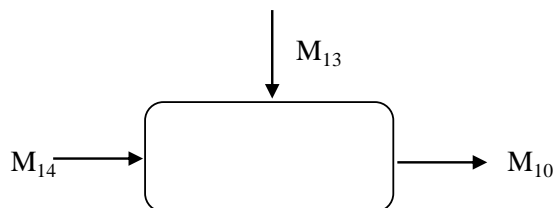
M₁₂: Aliran komponen liquid keluar reaktor menuju masuk kolom distilasi II



Neraca Massa Reaktor II (R-110)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₉ dari distilasi I		M₁₁ menuju scrubber II	
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	HCl	5623.7254
C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372	Jumlah	5623.7254
Jumlah	10468.8578	M₁₂ menuju kolom distilasi II	
M₁₀ dari tangki pencampur		C ₆ H ₅ COOH	6278.7790
ZnCl ₂	73.2819	C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206
H ₂ O	1929.5935	C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443
Jumlah	2002.8753	ZnCl ₂	73.2819
		H ₂ O	77.1820
		Jumlah	6848.0077
Total	12471.7331	Total	12471.7331

5. Tangki Pencampur

Fungsi : Untuk mencampur katalis ZnCl₂ dan H₂O



M₁₃ : Aliran H₂O masuk tangki pencampur

M₁₄ : Aliran katalis ZnCl₂

M₁₀ : Aliran larutan ZnCl₂

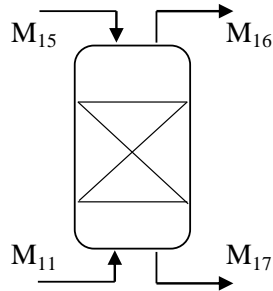
Neraca Massa Tangki Pencampur			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁₄		M₁₀ menuju reaktor II	
ZnCl ₂	73.2819	ZnCl ₂ + H ₂ O	2002.8753
Jumlah	73.2819	Jumlah	2002.8753
M₁₃			
H ₂ O	1929.5935		
Jumlah	1929.5935		
Total	2002.8753	Total	2002.8753

6. Scruber II (D-124)**Fungsi :** Untuk menyerap HCl

Dengan kondisi

P = 1.0 atm

T = 30 °C



Keterangan :

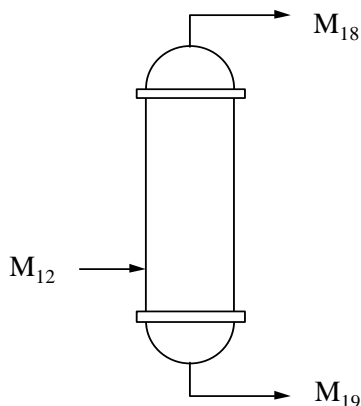
M₁₁ : Aliran gas HCl masuk scruberM₁₅ : Aliran air masuk scruberM₁₆ : Aliran gas yang tidak diserap scruberM₁₇ : Aliran komponen liquid yang diserap scruber

Neraca Massa Scruber			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁₁ dari reaktor		M₁₆ keluar scruber II menuju pengolahan limbah	
HCL	5623.7254	HCL	56.2373
Jumlah	5623.7254	Jumlah	56.2373
M₁₅ masuk scruber II		M₁₇ keluar scruber II menuju tangki HCl	
H ₂ O	8356.2042	HCL	5567.4882
Jumlah	8356.2042	H ₂ O	8356.2042
		Jumlah	13923.6924
Total	13979.9296	Total	13979.9296

7. Kolom Destilasi II

Fungsi : Untuk memisahkan C_6H_5COOH dari $C_6H_5CH_3$, $C_6H_5CCl_3$, H_2O , dan $ZnCl_2$

$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$



Keterangan:

M_{12} : Aliran komponen dari reaktor masuk kolom distilasi II

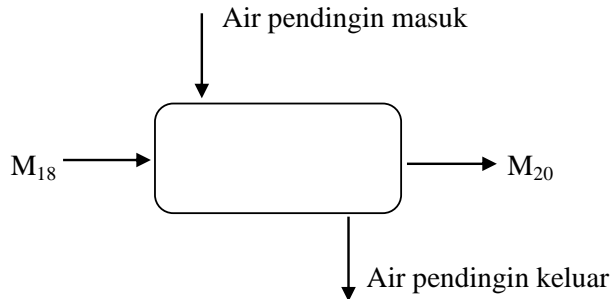
M_{18} : Aliran produk atas keluar kolom destilasi menuju kristalizer

M_{19} : Aliran produk bawah keluar kolom destilasi menuju waste

Neraca Massa Destilasi II (D-130)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M_{12} dari reaktor II		M_{18} ke krystalizer	
C_6H_5COOH	6278.7790	C_6H_5COOH	6256.1753
$C_6H_5CH_3$	0.0206	$C_6H_5CH_3$	0.0204
$C_6H_5CCl_3$	418.7443	$C_6H_5CCl_3$	418.7024
$ZnCl_2$	73.2819	H_2O	60.2186
H_2O	77.1820	Jumlah	6735.1167
Jumlah	6848.0077	M_{19} ke waste	
		C_6H_5COOH	22.6036
		$C_6H_5CH_3$	0.0002
		$C_6H_5CCl_3$	0.0419
		$ZnCl_2$	73.2819
		H_2O	16.9634
		Jumlah	112.8909
Total	6848.0077	Total	6848.0077

8. Kristalizer

Fungsi : Membentuk kristal asam benzoat



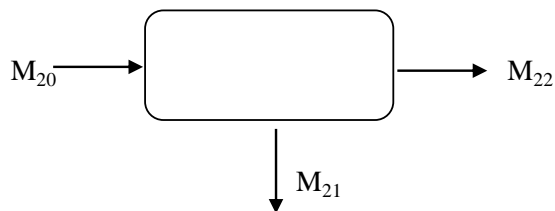
M_{18} : Aliran komponen masuk Kristalizer

M_{20} : Aliran komponen keluar kristalizer menuju sentrifuge

Neraca Massa Kristalizer			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M_{18}		M_{20} menuju sentrifuge	
C_6H_5COOH	6256.1753	Kristal	
$C_6H_5CH_3$	0.0204	C_6H_5COOH	6255.8140
$C_6H_5CCl_3$	418.7024	Larutan sisa	
H_2O	60.2186	C_6H_5COOH	0.3613
Jumlah	6735.1167	$C_6H_5CH_3$	0.0204
		$C_6H_5CCl_3$	418.7024
		H_2O	60.2186
			6735.1167
Total	6735.1167	Total	6735.1167

8. Sentrifuge

Fungsi : Memisahkan kristal dari mother liquor yang masih tercampur



M_{20} : Aliran komponen masuk sentrifuge

M_{21} : Aliran komponen keluar sentrifuge menuju waste

M_{22} : Aliran komponen keluar sentrifuge menuju vibrating conveyor

Neraca Massa Sentrifuge			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁₀ menuju sentrifuge		Vibrating Conveyor	
Kristal		C ₆ H ₅ COOH	6255.8140
C ₆ H ₅ COOH	6255.8140	H ₂ O	57.3173
Jumlah	6255.8140	Jumlah	6313.1313
Larutan sisa		Waste	
C ₆ H ₅ COOH	0.3613	C ₆ H ₅ COOH	0.3613
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204	C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024	C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024
H ₂ O	60.2186	H ₂ O	2.9013
Jumlah	479.3027	Jumlah	421.9854
Total	6735.1167	Total	6735.1167

BAB IV

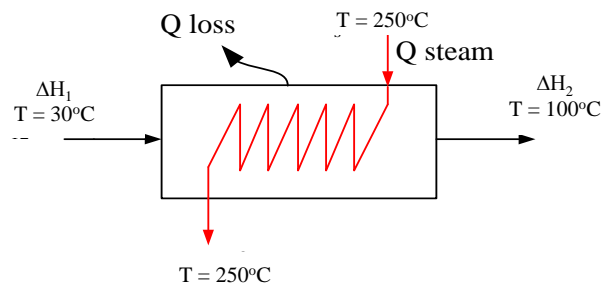
NERACA PANAS

Hasil perhitungan neraca panas pada Pra-Rencana Pabrik Asam Benzoat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun sebagai berikut:

Pabrik : Asam Benzoat
 Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun
 Waktu Operasi : 330 hari/tahun
 : 24 jam/ hari
 Basis Operasi : 5166.6478 kg/jam C₆H₅CH₃

1. Heater Toluene (E-117)

Fungsi : Memanaskan larutan C₆H₅CH₃



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

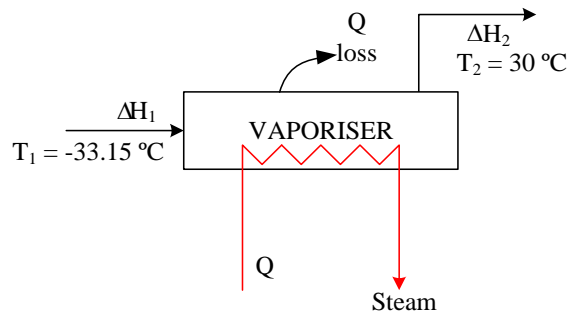
Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Neraca Panas Heater Toluene (E-117)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	10606.4779	ΔH_2	172288.2334
Q	165197.8419	Q_{Loss}	3516.0864
Total	175804.3198	Total	175804.3198

2. Vaporiser (V – 113)



Keterangan:

- ΔH_1 : Panas yang terkandung pada bahan (Fresh Feed)
- ΔH_2 : Panas yang terkandung pada bahan masuk Vaporiser.
- ΔH_3 : Panas yang terkandung pada hasil Recycle Vaporiser.
- ΔH_4 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar.
- Q : Panas yang terkandung dalam pemanas.
- Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

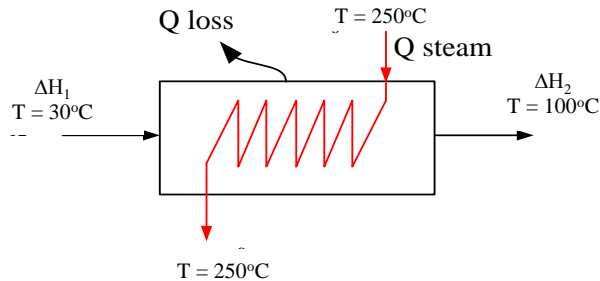
$$\Delta H_2 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$(\Delta H_1 + \Delta H_3) + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Vaporizer (V-113)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH_1	-77234.8134	ΔH_2	6839.1137
Q_{Steam}	84213.5009	Q_{Loss}	139.5737
Total	6978.6875	Total	6978.6875

3. Heater Klorin (E-115)

Fungsi : Memanaskan larutan Cl_2 dari 30°C - 100°C



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

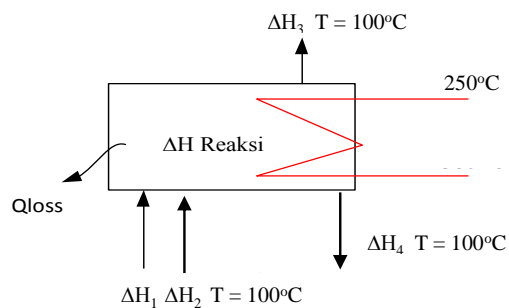
Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

4. Reaktor I (R-110)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi klorinasi $\text{C}_5\text{H}_6\text{CH}_3$ dengan Cl_2



Dimana:

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater toluen

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater klorin

ΔH_R : Panas yang timbul dari reaksi

ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk atas

ΔH_4 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk bawah

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

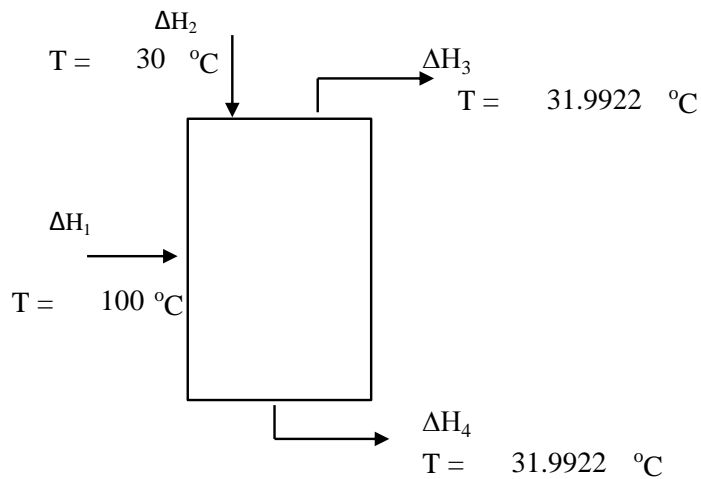
Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Reaktor I (R-110)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	175804.3198	ΔH_3	89937.8119
ΔH_2	107469.6831	ΔH_4	225012.1992
Q	1000365.1762	ΔH_R	943016.3844
		Q_{Loss}	25672.7836
Total	1283639.1791	Total	1283639.1791

5. Scrubber I (D-123)

Fungsi : Memisahkan HCl yang terikat dalam campuran gas keluar



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari reaktor I

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan penyerap

ΔH_3 : Panas yang dibawa gas keluar

ΔH_4 : Panas yang dibawa liquid keluar

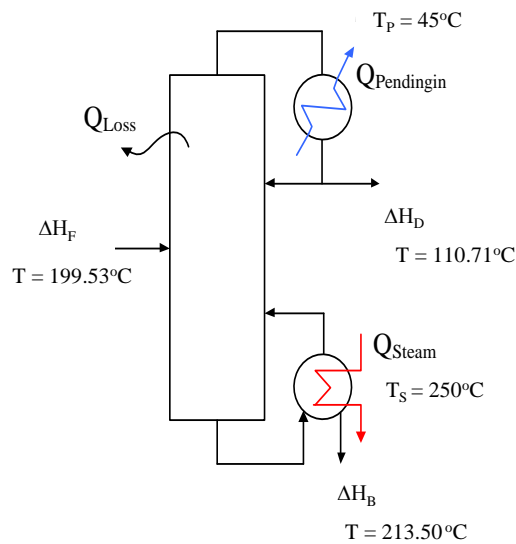
Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$$

Neraca Panas Scruber I (D-123)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	90202.6904	ΔH_3	82.6491
ΔH_2	156541.3560	ΔH_4	246661.3974
Total	246744.0465	Total	246744.0465

6. Kolom Destilasi I (D-120)

Fungsi: Untuk memisahkan Benzotrichloride dari Toluena



Keterangan:

ΔH_F : Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_D : Panas yang terbawa bahan keluar kondensor

ΔH_B : Panas yang terbawa bahan keluar reboiler

Q_{Loss} : Panas yang hilang

Q_C : Panas yang diserap pendingin

Q_S : Panas yang diberikan oleh steam

Neraca Panas Overall

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{Loss}$$

Data yang diperoleh dari perhitungan temperatur bubble point dan dew point

Temperatur pada feed:

$$\text{Bubble point} = 199.5339 \text{ } ^\circ\text{C} = 472.6839 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 211.8368 \text{ } ^\circ\text{C} = 484.9868 \text{ K}$$

Temperatur pada destilat

$$\text{Bubble point} = 110.7098 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.8598 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 112.1268 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.2768 \text{ K}$$

Temperatur pada bottom

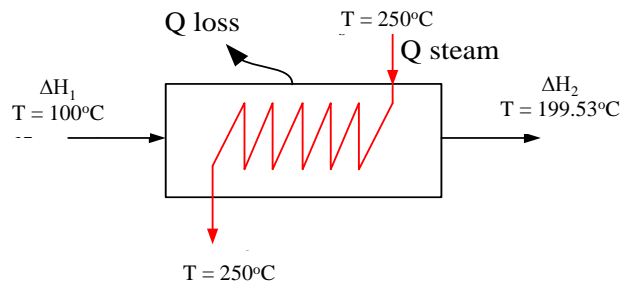
$$\text{Bubble point} = 213.4929 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.6429 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 213.4875 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.6375 \text{ K}$$

Neraca Panas Kolom Destilasi (D-120)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH_F	574940.1363	ΔH_D	6225.6705
Q_S	56368.5676	ΔH_B	610541.8306
		Q_C	1915.0288
		Q_{loss}	12626.1741
Jumlah	631308.7039	Jumlah	631308.7039

7. Heater (E-122)

Fungsi : Memanaskan liquid yang akan masuk ke kolom distilasi I



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

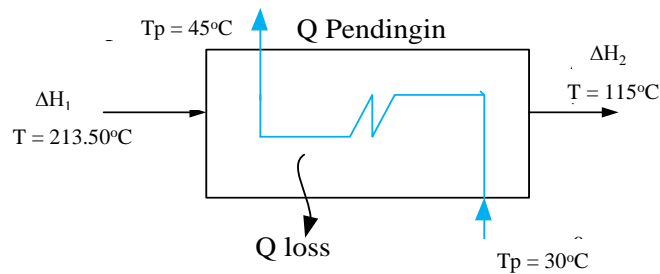
Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Heater (E-122)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	225106.2468	ΔH_2	575503.6641
Q	362142.3900	Q_{Loss}	11744.9727
Total	587248.6368	Total	587248.6368

8. Cooler (E-132)

Fungsi : Mendinginkan liquid yang akan masuk ke reaktor II



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari distilasi

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar cooler

ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam pendingin/cooler

ΔH_4 : Panas yang diserap oleh pendingin

Q_{loss} : Panas yang hilang

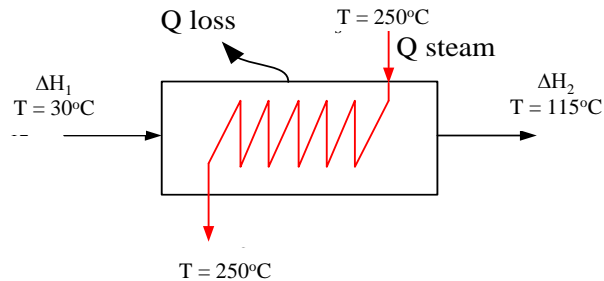
Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Cooler (E-132)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	610541.8306	ΔH_2	265124.1235
ΔH_3	112207.1224	ΔH_4	443169.8504
		Q_{Loss}	14454.9791
Total	722748.9530	Total	722748.9530

9. Heater (E-137)

Fungsi : Memanaskan liquid yang akan masuk ke reaktor II



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

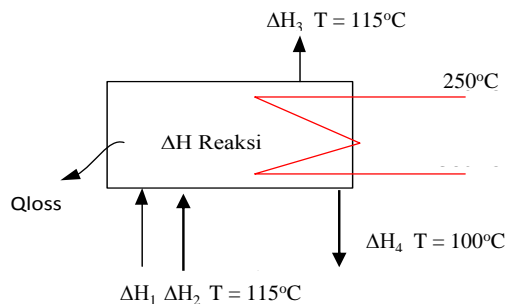
Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Heater (E-137)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	9702.8111	ΔH_2	176008.3106
Q	169897.5059	Q_{Loss}	3592.0063
Total	179600.3170	Total	179600.3170

10. Reaktor II (R-130)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara benzotrichloride dan H_2O membentuk asam benzoat dan HCl



Dimana:

- ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari cooler
 ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater katalis
 ΔH_R : Panas yang timbul dari reaksi
 ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk atas
 ΔH_4 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk bawah
 Q : Panas yang diberikan oleh steam
 Q_{loss} : Panas yang hilang

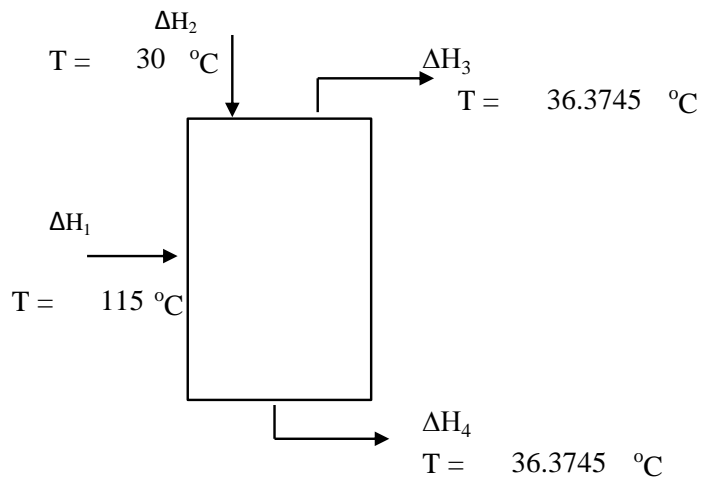
Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{loss}$$

Neraca Panas Reaktor II (R-130)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	265124.1235	ΔH_3	96736.5725
ΔH_2	179600.3170	ΔH_4	225605.7689
Q	1183242.4180	ΔH_R	1273065.1799
		Q_{Loss}	32559.3372
Total	1627966.8584	Total	1627966.8584

11. Scrubber II (D-138)

Fungsi : Memisahkan HCl yang terikut dalam campuran gas keluar



Dimana :

- ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari reaktor II
 ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan penyerap
 ΔH_3 : Panas yang dibawa gas keluar
 ΔH_4 : Panas yang dibawa liquid keluar

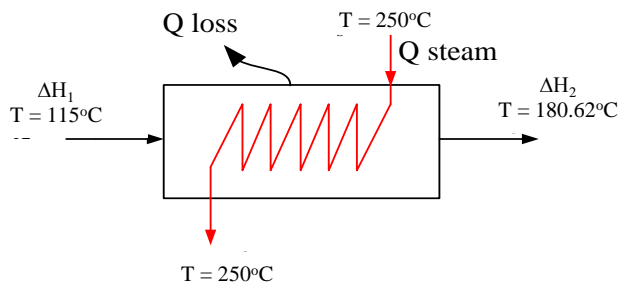
Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$$

Neraca Panas Scruber II (D-138)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	96736.5725	ΔH_3	121.9576
ΔH_2	41819.4204	ΔH_4	138434.0352
Total	138555.9929	Total	138555.9928

12 Heater (E-142)

Fungsi : Memanaskan liquid yang akan masuk ke distilasi II



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

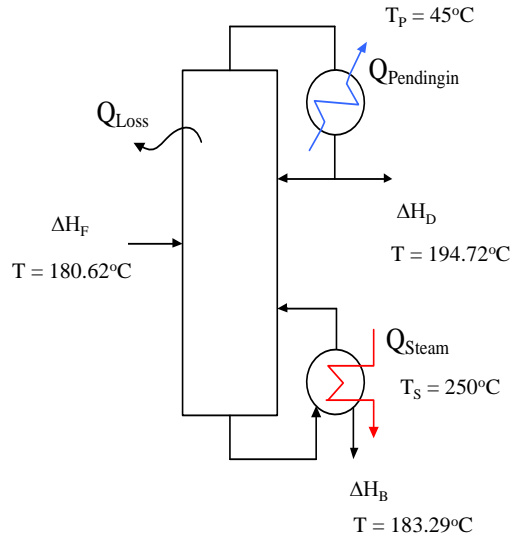
Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Neraca Panas Heater (E-142)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	225605.7689	ΔH_2	437976.6025
Q	221309.1316	Q_{Loss}	8938.2980
Total	446914.9005	Total	446914.9005

13. Kolom Destilasi II (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan Asam benzoat dari Benzotrichloride, Toluena, Zink Chloride, dan Air



Keterangan:

ΔH_F : Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_D : Panas yang terbawa bahan keluar kondensor

ΔH_B : Panas yang terbawa bahan keluar reboiler

Q_{Loss} : Panas yang hilang

Q_C : Panas yang diserap pendingin

Q_S : Panas yang diberikan oleh steam

Neraca Panas Overall

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{Loss}$$

Data yang diperoleh dari perhitungan temperatur bubble point dan dew point

Temperatur pada feed:

$$\text{Bubble point} = 180.6222 \text{ } ^\circ\text{C} = 453.7722 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 246.0733 \text{ } ^\circ\text{C} = 519.2233 \text{ K}$$

Temperatur pada destilat

$$\text{Bubble point} = 194.7175 \text{ } ^\circ\text{C} = 467.8675 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 276.6970 \text{ } ^\circ\text{C} = 549.8470 \text{ K}$$

Temperatur pada bottom

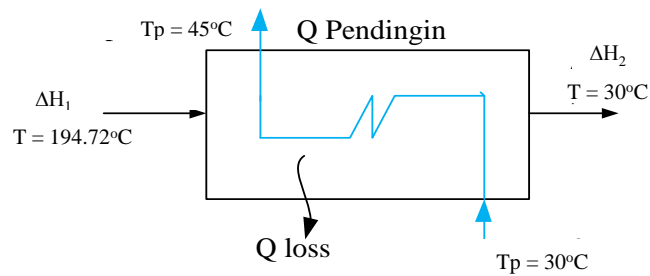
Buble point = $83.9550\text{ }^{\circ}\text{C} = 357.1050\text{ K}$

Dew point = $183.2856\text{ }^{\circ}\text{C} = 456.4356\text{ K}$

Neraca Panas Kolom Destilasi II (D-140)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH_F	437976.6025	ΔH_D	482083.6521
Q_S	491018.9974	ΔH_B	2012.4310
		Q_C	426319.6048
		Q_{loss}	18579.9120
Jumlah	928995.6000	Jumlah	928995.6000

14. Kristalizer (X-150)

Fungsi : Membentuk kristal asam benzoat



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk kristalizer

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar kristalizer

Q_A : Panas yang dibawa keluar oleh pendingin

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_A + Q_{loss}$$

Neraca Panas Kristalizer (X-150)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	482083.6521	ΔH_2	10233.4456
		Q_A	462208.5335
		Q_{Loss}	9641.6730
Total	482083.6521	Total	482083.6521

BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Katalis (F-111)

Fungsi : Menyimpan katalis $ZnCl_2$
 Tipe : Gudang
 Bahan : Beton
 Ukuran : panjang = 42 m
 lebar = 14 m
 tinggi = 12 m
 Kapasitas : 161.5572 m³
 Jumlah : 1 buah

2. Tangki Storage $C_6H_5CH_3$ (F-112)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku $C_6H_5CH_3$ dalam bentuk liquid selama 7 hari
 Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah datar
 Jumlah tangki = 1 buah
 Waktu tinggal = 7 hari
 Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
 Volume tangki = 6313.6784 ft³
 Diameter dalam (di) = 215.6250 in
 Diameter luar (do) = 216 in
 Tekanan hidrostatik (Ph) = 7.9042 psig
 Tekanan design (Pi) = 7.9042 psig
 Tebal silinder (ts) = $\frac{3}{16}$ in
 Tinggi silinder (Ls) = 323.4375 in
 Tinggi Tangki (H) = 359.8781 in
 Tebal tutup atas (tha) = $\frac{4}{16}$ in
 Tinggi tutup atas (ha) = 36.4406 in

3. Tangki Storage Cl_2 (F-113)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku Cl_2 dalam bentuk liquid selama 7 hari
 Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah datar
 Jumlah tangki = 2 buah
 Waktu tinggal = 7 hari
 Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
 Volume tangki = 8896.5615 ft³
 Diameter dalam (di) = 191.6250 in

Diameter luar (do)	=	192	in
Tekanan hidrostatik (Ph)	=	23.4791	psig
Tekanan design (Pi)	=	121.9691	psig
Tebal silinder (ts)	=	$\frac{14}{16}$	in
Tinggi silinder (Ls)	=	287.4375	in
Tinggi Tangki (H)	=	319.8221	in
Tebal tutup atas (tha)	=	$\frac{24}{16}$	
Tinggi tutup atas (ha)	=	32.3846	in

4. Kompresor Cl₂

Fungsi : untuk mengalirkan gas chlorine dari storage chlorine dengan menaikkan tekanan 1 atm menjadi 1.4 atm

Tipe : setrifugal blower

Tipe	:	Centrifugal blower
Rate	:	99.50502
Daya blower	:	153.19 Hp
Kecepatan volumetric	:	99.5050
Jumlah	:	1 buah

5. Heater Cl₂ (E-115)

Fungsi : Untuk memanaskan gas Cl₂ ke dalam reaktor dari 25 °C sampai 100°C

Type : Double pipa heat exchanger

Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	11903.7634 kg/jam = 26243.0367 lb/jam
Rate steam	:	541.3630 kg/jam = 1193.4890 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1 buah
Diameter luar pipa	:	0.4000 in = 0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

6. Pompa Piston (L-116)

Fungsi = Memompa Toulene menuju reaktor I

Type = Pompa piston

Jumlah pompa : 1 buah

Daya : 3 Hp

Kapasitas : 210.4559 ft³/jam

panjang pipa : 1815 in = 46.096 m

7. Heater Toluene (E-117)

Fungsi : Untuk memanaskan larutan toluene yang masuk ke dalam reaktor dari 30°C sampai 100°C

Type	:	Double pipa heat exchanger		
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316		
Kapasitas	:	5166.6478	kg/jam =	11390.3918 lb/jam
Rate steam	:	888.7161	kg/jam =	1959.2634 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah	
Diameter luar pipa	:	0.4000	in =	0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800	in =	0.1150 ft
Panjang	:	12	ft	
Jumlah	:	1	buah	

8. Reaktor I (R-110)

Lihat Perancangan Alat Utama Reaktor Anastasia Priscilia

9. Heater Larutan (E-122)

Fungsi : Untuk memanaskan larutan campuran yang akan masuk ke kolom ditilasi I dari 100⁰C sampai 199⁰C

Type	:	Double pipa heat exchanger		
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316		
Kapasitas	:	10675.5168	kg/jam =	23535.2443 lb/jam
Rate steam	:	1945.969	kg/jam =	4290.0830 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah	
Diameter luar pipa	:	0.4000	in =	0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800	in =	0.1150 ft
Panjang	:	12	ft	
Jumlah	:	1	buah	

10. Pompa sentrifugal (L-121)

Fungsi = untuk mempa larutan dari reaktor I ke heater

Type = Pompa sentrifugal

Jumlah pompa	:	1	buah
Daya	:	5	Hp
Kapasitas	:	275.1579	ft ³ /jam

11. Scruber I (D-123)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang keluar dari reaktor I dengan menggunakan pelarut air

Type	:	Vertical Tray Tower		
Bahan	:	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316		
Bahan konstruksi	=	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316		
ts	=	$\frac{3}{16}$	in	
Di	=	29.625	in	
Do	=	30	in	
tha - thb	=	$\frac{3}{16}$		

$h_a - h_b = 4.7902 \text{ in}$
 tinggi scrubber = 3.6 m

12. Distilasi I (E-120)

Lihat Perancangan Alat Utama Distilasi I Bunga Kartika R.

13. Kondensor I (E-124)

Fungsi : Merubah fase uap menjadi fase cair produk atas yang keluar dari kolom distilasi I

Tipe : Shell and Tube, 1-2
 Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 240 grade M type 316
 Kapasitas : 206.6590 kg/jam = 455.6005 lb/jam
 Steam yang digunakan : 127.2508 kg/jam = 280.5371 lb/jam
 Bagian *Shell* : IDs = 8 in Pt = 1 1/4 in
 : B = 4 in de = 0.95 in
 Bagian *Tube* : L = 12 ft a" = 0.1963 ft²/ft
 : a' = 0.182 in² di = 0.2500 in
 Jumlah : 1 buah

14. Akumulator (F-124)

Fungsi : Menampung sementara distilat dari kolom distilasi I
 Type : Silinder horizontal dengan tutup samping berbentuk standar dishead
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA 135 Grade A
 Diameter tangki = 14 in
 Panjang tangki = 25.04275 in
 Tebal tangki = $\frac{3}{16}$ in
 Tebal tutup = $\frac{3}{16}$ in

15. Reboiler I (E-127)

Fungsi : Mengubah liquid menjadi uap yang kemudian masuk kolom destilasi I
 Type : Shell and Tube type 1-2, sehingga Ft = 1
 Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
 Kapasitas : 10468.8578 kg/jam = 23079.6439 lb/jam
 Rate steam : 78.4503 kg/jam = 172.9516 lb/jam
 Diameter luar pipa : 3/4 in
 Diameter dalam pipa : 0.5840 in
 Panjang : 16 ft

16. Pompa sentrifugal (L-131)

Fungsi = Memompa bahan dari reboiler menuju reaktor II

Type = Pompa sentrifugal
 Bahan konstruksi = Cast Iron
 Type : Pompa Sentrifugal
 Jumlah pompa : 1 buah
 Daya : 5 Hp
 Kapasitas : 267.8990 ft³/jam

17. Cooler (E-132)

Fungsi : Mendinginkan liquid yang akan masuk ke reaktor II dari suhu 213,5 °C menjadi 115 °C

Type : Double Pipe Heat Exchanger
 Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
 Kapasitas : 23079.6439 kg/jam = 50881.3829 lb/jam
 Rate steam : 116469.7 kg/jam = 256769.0391 lb/jam
 Jumlah hair pin : 1 buah
 Diameter luar pipa : 1.6600 in = 0.1383 ft
 Diameter dalam pipa : 1.3800 in = 0.1150 ft
 Panjang : 12 ft
 Jumlah : 1 buah

18. Belt Conveyor (J-133)

Fungsi : untuk mengangkut katalis dari gudang penyimpanan menuju bucket elevator

Type : Vibrating Conveyor
 Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 grade A type 410
 Dimensi : panjang = 1574.8 in
 lebar = 14 in
 Kecepatan belt : 200 ft/menit
 Daya motor : 0.5 hp
 Kapasitas : 73.2819 kg/jam
 Jumlah : 1 buah

19. Bucket Elevator (J-134)

Fungsi : untuk mengangkut katalis menuju bin katalis
 Type : Centrifugal - Discharge Bucket on Belt Elevator
 Kapasitas : 0.0879 ton/jam
 Kecepatan Bucket : 70.85 ft/menit
 Daya : 1 hp
 Jumlah : 1 buah

20. Bin ZnCl₂ (F-135)

Fungsi : Untuk menampung zinkchlorid yang akan digunakan untuk memproduksi asam benzoat
 Tipe : Bin berbentuk persegi panjang tegak dengan bagian bawah

berbentuk limas dengan sudut 120°

Dimensi :

Panjang bin = 1.9545501 ft

Tinggi bin = 6.9921103 ft

Tebal bin = 1.3643594 in

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

Jumlah : 1 buah

21. Tangki Pencampur (R-136)

Fungsi : untuk mencampur antara katalis $ZnCl_2$ dengan H_2O

Tipe : bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

- Diameter tangki = 47.7685 in
- Tinggi tangki = 87.5348 in
- Tebal tutup atas (tha) = 3 /16 in
- Tebal tutup bawah (thb) = 3 /16 in
- Tinggi tutup atas (ha) = 8.04863 in
- Tinggi tutup bawah (hb) = 8.04863 in
- Daya pengaduk = 1 hp

22. Heater (E-137)

Fungsi : Untuk memanaskan air dan katalis yang akan masuk ke dalam reaktor II dari $30^{\circ}C$ sampai $115^{\circ}C$

Type : Double pipa heat exchanger

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Kapasitas : 2002.8753 kg/jam = 4415.5389 lb/jam

Rate steam : 526.8591 kg/jam = 1161.5136 lb/jam

Diameter luar pipa : 0.4000 in = 0.0333 ft

Diameter dalam pipa : 1.3800 in = 0.1150 ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

23. Reaktor II (R-130)

Fungsi : untuk mereaksikan $C_5H_6CCl_3$ dengan H_2O menggunakan katalis $ZnCl_2$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan dimensi dari vessel :

- Tebal silinder (ts) = 3 /16 in
- Diameter luar (do) = 168 in
- Diameter dalam (di) = 167.6250 in
- Tebal tutup atas (tha) = 4 /16 in
- Tebal tutup bawah (thb) = 4 /16 in
- Tinggi tutup atas (ha) = 30.6759 in
- Tinggi tutup bawah (hb) = 30.6759 in
- Tinggi reaktor (H) = 312.789 in

Di	=	diameter impeller	=	50.2875 in
L	=	panjang impeller	=	12.5719 in
Zi	=	tinggi impeller dari dasar tangki	=	60.345 in
W	=	Lebar baffle (daun impeller)	=	5.0288 in
J	=	Tebal blades	=	4.1906 in
n	=	jumlah pengaduk	=	1 buah
Daya	=		=	90 Hp
Diameter poros	=		=	10.0358 in
Panjang poros	=		=	234.3402 in

24. Scruber II (D-138)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang keluar dari reaktor II dengan menggunakan pelarut air

Type : Vertical Tray Tower

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

ts = $\frac{3}{16}$ in

Di = 29.625 in

Do = 30 in

tha - thb = $\frac{3}{16}$

ha - hb = 4.5650 in

tinggi scrubber = 3.6 m

25. Pompa sentrifugal (L-141)

Fungsi = Memompa larutan dari reaktor II menuju destilasi II

Type = Pompa sentrifugal

Jumlah pompa : 1 buah

Daya : 3 Hp

Kapasitas : 231.7305 ft³/jam

26. Heater (E-142)

Fungsi : Untuk memanaskan larutan dari reaktor ke dalam distilasi II dari 115 °C sampai 180.62 °C

Type : Double pipa heat exchanger

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Kapasitas : 6848.0077 kg/jam = 15097.1177 lb/jam

Rate steam : 686.2887 kg/jam = 1512.9920 lb/jam

Diameter luar pipa : 0.4000 in = 0.0333 ft

Diameter dalam pipa : 1.3800 in = 0.1150 ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

27. Kondensor II (E-143)

Fungsi : Merubah fase uap menjadi fase cair produk atas yang keluar dari kolom distilasi II

Type : Shell and tube

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 240 grade M type 316

Kapasitas : 6735.1167 kg/jam = 14848.2383 lb/jam

Steam yang digunakan : 62844.3314 kg/jam = 138546.6130 lb/jam

Bagian *Shell* : IDs = 10 in Pt = 1 in

B = 10 in de = 0.95 in

Bagian *Tube* : L = 12 ft a" = 0.1963 ft²/ft

a' = 0.302 in² di = 0.7500 in

Jumlah : 1 buah

28. Distilasi II

Nama Alat : Kolom Destilasi

Kode : D-140

Fungsi : Memisahkan asam benzoat dengan senyawa lainnya

Type kolom : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished

Type tray : Sieve tray

Dimensi Ukuran

Jumlah plate : 10 buah

Diameter kolom : 16.8 in

Tinggi kolom distilas: 205.309 in

Tebal tangki : 3 /16 in

Tebal tutup atas : 3 /16 in

Tebal tutup bawah : 3 /16 in

Tinggi tutup atas : 3.6546 in

Tinggi tutup bawah : 3.6546 in

29. Akumulator (F-144)

Fungsi : Menampung sementara distilat dari kolom distilasi II

Type : Silinder horizontal dengan tutup samping berbentuk standar dishead

Diameter tangki = 40 in

Panjang tangki = 72.83075 in

Tebal tangki = $\frac{3}{16}$ in

Tebal tutup = $\frac{3}{16}$ in

30. Reboiler II (E-146)

Fungsi : memanaskan produk bawah dari kolom distilasi II
 Tipe : Shell and Tube type 1-2, sehingga $F_t = 1$
 Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
 Kapasitas : 112.8909 kg/jam = 248.8794 lb/jam
 Rate steam : 690.6786 kg/jam = 1522.6700 lb/jam
 Diameter luar pipa : 3/4 in
 Diameter dalam pipa : 0.6200 in
 Panjang : 16 ft

31. Kristalizer (X-150)

Fungsi : untuk mengkristalkan larutan asam benzoat menjadi kristal asam benzoat
 Tipe : Sweson - Walker Crystalizer
 Diameter kristalizer = 2 ft
 Panjang kristalizer = 20 ft
 Putaran = 20 rpm
 Jumlah kristalizer = 1 buah

32. Centrifuge (H-151)

Fungsi : untuk memisahkan kristal asam benzoat dengan mother liquornya
 Tipe : Centrifugal basket centrifuge
 Diameter centrifuge = 4.5 ft
 Panjang centrifuge = 3.5 ft
 Putaran = 1000 rpm
 Jumlah sentrifuse = 4 buah

33. Vibrating Conveyor (J-152)

Fungsi : untuk mengangkat dan mengeringkan produk kristal asam benzoat dari centrifuge menuju bucket elevator
 Tipe : vibrating conveyor
 Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 grade A type 410
 Dimensi : panjang = 1574.8 in
 lebar = 14 in
 Kecepatan belt : 200 ft/menit
 Daya motor : 2 hp
 Kapasitas : 6313.1313 kg/jam
 Jumlah : 1 buah

34. Bucket Elevator (J-153)

Fungsi : untuk mengangkat produk kristal asam benzoat dari vibrating conveyor menuju bin produk
 Tipe : Centrifugal - Discharge Bucket on Belt Elevator
 Kapasitas : 8 ton/jam
 Kecepatan Bucket : 163.08 ft/menit
 Daya : 1 hp

Jumlah 1 buah

35. Bin Produk(F-154)

Fungsi : Untuk menampung produk asam benzoat sebelum dikemas
 Tipe : Tangki Silinder dengan bagian bawah berbentuk conis dengan sudut puncak 60⁰
 Dimensi :
 Panjang bin = 1.7805363 ft
 Tinggi bin = 8.4255882 ft
 Tebal bin = 12.663476 in
 Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
 Jumlah : 1 buah

36. Storage HCL (F-157)

Fungsi : Untuk menampung hasil samping larutan HCl dalam bentuk liquid selama 2 hari
 Tipe : Tangki silinder dengan tutup atas berbebtuk stadar dish dan tutup bawah datar
 Jumlah tangki = 10 buah
 Waktu tinggal = 2 hari
 Bahan konstruksi = High alloy steel SA 240 grade M type 360
 Volume tangki = 9006.6993 ft³
 Diameter dalam (di) = 239.5000 in = 6.083 m
 Diameter luar (do) = 240 in = 6.096 m
 Tekanan hidrostatik (Ph) = 0.0000 psig
 Tekanan design (Pi) = 11.5075 psig
 Tebal silinder (ts) = $\frac{4}{16}$ in
 Tinggi silinder (Ls) = 359.25 in = 9.125 m
 Tinggi Tangki (H) = 399.7255 in = 10.15 m
 Tebal tutup atas (tha) = $\frac{3}{16}$ in
 Tinggi tutup atas (ha) = 40.4755 in = 1.028 m

37. Mesin pengemasan (F-155)

Fungsi : untuk mengemas produk kristal asam benzoat dari bin produk ke dalam fiber drum

Spesifikasi:

Bahan konstruksi : Carbon steel
 Volume mesin : 1.0000 ft³
 Jumlah : 1

38. Gudang (F-156)

Fungsi : Menyimpan produk asam benzoat

Tipe : Gudang

Spesifikasi peralatan :

Nama : Gudang penampung asam benzoat

Bahan : Beton

Ukuran : panjang = 42 m

lebar = 14 m

tinggi = 12 m

Kapasitas : 13917.9293 m³

Jumlah : 1 buah

39. Vaporizer (V-119)

Fungsi : Menguapkan Cl₂ cair menjadi uap dari suhu -33.15⁰C sampai 30⁰C

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 283 Grade A

Kapasitas : 11903.7634 kg/jam = 26243.0367 lb/jam

Rate steam : 205.4994 kg/jam = 453.0440 lb/jam

Jumlah hair pin : 1 buah

Diameter luar pipa : 2.38 in = 0.2 ft

Diameter dalam pipa : 2.067 in = 0.17 ft

Lebar (L) : 1.3075 ft = 0.4 m

Panjang : 24 ft = 7.32 m

Jumlah : 1 buah

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat: Reaktor

Kode alat : R-110

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antar toluen dan gas khlor menjadi benzotriklorid dan gas HCl

Type : Mixed Flow reaktor

a. Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1.4 atm = 20.6 Psia
= 20.6 - 14.7 = 5.88 Psig
- Suhu = 100 °C = 212 °F = 672 °R
- Rate masuk = 17070.4112 kg/jam
= 37633.4286 lb/jam
= 10.45373 lb/detik

b. Direncanakan :

- Bahan = High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
f = 18,750 (*App D, Brownell and Young, hal 342*)
- Tutup reaktor = tutup atas dan bawah berbentuk standard dishead
- Tipe pengelasan = Double Welded Butt Joint dengan harga
E = 0.8
- Faktor korosi = $\frac{2}{16}$ in

1. Komponen masuk reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Rate	
		kg/jam	kgmol/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	92.14181	5140.814599	55.79242
C ₆ H ₆	78.11472	25.83323919	0.330709
Cl ₂	70.9060	11868.05208	167.3773
H ₂ O	18.0149	35.7113	1.9823
Jumlah	259.1775	17070.4112	225.4827

2. Menentukan densitas campuran

Komponen	Massa	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.3012	54.1188	16.2981
C ₆ H ₆	25.8332	0.0015	54.8492	0.0830
Cl ₂	11868.0521	0.6952	97.3876	67.7079
H ₂ O	35.7113	0.0021	62.1533	0.1300
Jumlah	17070.4112	1.0000	268.5089	84.2190

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{84.2190}{1.0000} = 84.21896 \text{ lb/ft}^3 = 1349.014 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

3. Menentukan viskositas campuran

Komponen	Massa	xi (massa)	μ (cp)	xi. ρ_i
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.3012	0.2900	0.0873
C ₆ H ₆	25.8332	0.0015	0.2500	0.0004
Cl ₂	11868.0521	0.6952	0.017	0.0118
H ₂ O	35.7113	0.0021	0.0125	0.0000
Jumlah	17070.4112	1.0000	0.5695	0.0996

Data μ didapat dari buku Kern, halaman 823 - 825

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{0.0996}{1.0000} = 0.09956 \text{ cp} = 0.240841 \text{ lb/ft.h} \\ &= 6.69\text{E-}05 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

$$\text{Bahan masuk} = 17070.4112 \text{ kg/jam} = 37633.43 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate aliran larutan} = \frac{m}{\rho} = \frac{37633.43}{84.21896} = 446.8522 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Lama operasi} = 1 \text{ jam}$$

A. Volume Reaktor

$$V \text{ liquid} = 446.8522 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi volume ruang kosong} = 25 \%$$

$$V \text{ total} = V \text{ liquid} + V \text{ ruang kosong}$$

$$= 446.8522 + 0.25 V \text{ total}$$

$$0.75 V \text{ total} = 446.8522$$

$$V \text{ total} = 595.8029 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ ruang kosong} = 25\% V \text{ total}$$

$$= 148.95073 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan dimensi reaktor

1. Menghitung diameter reaktor

$$\text{Asumsi } L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V \text{ tot} = V \text{ tutup bawah} + V \text{ silinder} + V \text{ tutup atas}$$

$$595.8029 = 0.0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot L_s}{4} + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$595.8029 = 0.0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot 1,5 \text{ di}}{4} + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$\begin{aligned}
 595.8029 &= 0.0847 \, di^3 + \frac{1.1775}{4} \, di^3 + 0.0847 \, di^3 \\
 595.8029 &= 1.3469 \, di^3 \\
 di^3 &= 442.3513 \\
 di &= 7.6194 \, \text{ft} \\
 &= 91.4331 \, \text{in}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan volume liquid dalam silinder

$$\begin{aligned}
 V \text{ liq dalam silinder} &= V \text{ liquid} - V \text{ tutup bawah} \\
 &= 446.8522 - 37.4672 \\
 &= 409.3850 \, \text{ft}^3
 \end{aligned}$$

3. Menentukan tinggi liquid dalam tangki

$$\begin{aligned}
 V \text{ liquid} &= V \text{ tutup bawah} + V \text{ liquid dalam silinder} \\
 446.8522 &= 37.4672 + \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot Lls}{4} \\
 446.8522 &= 37.4672 + 45.5737 \, Lls \\
 45.57 \, Lls &= 409.3850 \\
 Lls &= 8.9829 \, \text{ft} = 107.795 \, \text{in}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{\rho (HL-1)}{144} = \frac{84.2190}{144} \times [8.983 - 1] \\
 &= 4.6688 \, \text{psia} \\
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 20.6 + 4.6688 = 25.2488 \, \text{psia} \\
 &= 10.5488 \, \text{psig}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan tebal silinder

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pi \times di}{2 (f.E - 0.6 \cdot Pi)} + C \\
 ts &= \frac{10.5488 \times 91.4331}{2 [18,750 \times 0.8 - 0.6 \cdot 10.5488]} + \frac{2}{16} \\
 ts &= 0.1572 \times \frac{16}{16} = \frac{2.5146}{16} \approx \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned}
 do &= di + 2 \, ts \\
 &= 91.4331 + 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\
 &= 91.8081 \, \text{in}
 \end{aligned}$$

Dari Brownell and Young, table 5.7 halaman 90 didapatkan :

$$do \text{ tabel} = 96 \, \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 di &= do - 2 \, ts \\
 &= 96 - 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\
 &= 95.6250 \text{ in} \\
 &= 7.96875 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan dimensi tutup

$$\begin{aligned}
 r &= di = 95.63 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.7 hal 90}) \\
 icr &= 5.875 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.7 hal 90}) \\
 sf &= 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88})
 \end{aligned}$$

1. Menentukan tebal tutup atas dan bawah berbentuk standar dish

$$\begin{aligned}
 tha / thb &= \frac{0.885 \times \text{Pi} \times r + C}{f.E - 0.1 \cdot \text{Pi}} \\
 &= \frac{0.885 \times 10.5488 \times 95.6250}{\left[18,750 \times 0.8 - 0.1 \times 10.5488 \right]} + \frac{2}{16} \\
 &= 0.1845 \times \frac{16}{16} = \frac{2.952}{16} \sim \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{95.6250}{2} = 47.8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 47.8125 - 5.9 = 41.9375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 95.6250 - 5.9 = 89.7500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{89.75^2 - 41.9375^2} = 79.3493 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 95.6250 - 79.3493 \\
 &= 16.2757 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell and Young, hal 87)

$$\begin{aligned}
 OA &= ts + b + sf \\
 &= \frac{3}{16} + 16.2757 + 2 \\
 &= 18.4632 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha / hb = 18.4632 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 Ls &= 1.5 \times di \\
 &= 1.5 \times 95.6250 \\
 &= 143.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi H} &= hb + Ls + ha \\
 &= 18.4632 + 143.4375 + 18.4632 \\
 &= 180.3639 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan dimensi dari vessel :

- Tebal silinder (ts) = 3 / 16 in
- Diameter luar (do) = 96 in

- Diameter dalam (di) = 95.6250 in
- Tebal tutup atas (tha) = 3 /16 in
- Tebal tutup bawah (thb) = 3 /16 in
- Tinggi tutup atas (ha) = 18.4632 in
- Tinggi tutup bawah (hb) = 18.4632 in
- Tinggi reaktor (H) = 180.3639 in

D. Menentukan dimensi pengaduk

Perencanaan Pengadukan :

- Jenis Pengadukan : propeller with 3 blades
 - Bahan Impeller : high allow steel SA 240 grade M type 316
 - Bahan poros impeller : hot roller SAE 2010
- > Data dari G.G Brown hal 507 dan Geankoplis tabel 34.1 hal 144 diperoleh
- Di/Dt = 0.3 - 0.5
 Zi/Di = 0.75 - 1.3
 L/Di = 0.25
 W/Di = 0.1
 J/Dt = 0.083

Dimana :

- Dt = diameter dalam silinder
- Di = diameter impeller
- L = panjang impeller
- Zi = tinggi impeller dari dasar tangki
- W = Lebar baffle (daun impeller)
- J = Tebal blades

a. Menentukan diameter impeller

$$\begin{aligned} \text{Di/Dt} &= 0.3 \\ \text{Di} &= \text{Dt} \times 0.3 \\ &= 95.6250 \times 0.3 \\ &= 28.6875 \text{ in} = 2.3906 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned} \text{Zi/ Di} &= 1.2 \\ \text{Zi} &= 1.2 \times \text{Di} \\ &= 1.2 \times 28.6875 \\ &= 34.425 \text{ in} = 2.8688 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$\begin{aligned} \text{L/Di} &= 0.25 \\ \text{L} &= 0.25 \times \text{Di} \\ &= 0.25 \times 28.6875 \\ &= 7.1719 \text{ in} = 0.5977 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$\begin{aligned}
 W/D_i &= 0.1 \\
 W &= 0.1 \times D_i \\
 &= 0.1 \times 28.6875 \\
 &= 2.8688 \text{ in} = 0.2391 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal blades

$$\begin{aligned}
 J/D_i &= 0.0833 \\
 J &= 0.0833 \times D_i \\
 &= 0.0833 \times 28.6875 \\
 &= 2.3906 \text{ in} = 0.1992 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{H \text{ liquid}}{2 \times D_i^2} \\
 &= \frac{8.9829}{2 \times 2.3906^2} \\
 &= 0.7859 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

- Menentukan daya pengaduk

Kecepatan putar(n) = 400 rpm = 6.667 rps (Geankoplis, hal. 141)
(Kecepatan putaran jenis propeler 400 - 1750 rpm)

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{n \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} \\
 &= \frac{6.6667 \times 2.391 \times 84.2190}{0.00007} \\
 &= 20063289.45
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho &= \text{densitas bahan} &= 84.2190 \text{ lb/ft}^3 \\
 D_i &= \text{diameter impeller} &= 2.3906 \text{ ft} \\
 \mu &= \text{viskositas larutan} &= 0.00007 \text{ lb/ft.min} \\
 n &= \text{kecepatan putaran pengadukan} &= 6.6667 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

-> Jika $N_{re} > 10,000$ maka untuk menentukan daya pengaduk menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{N_p \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_i^5}{g_c} \\
 &= \frac{0.4 \times 84.219 \times 6.667^3 \times 2.391^5}{32.17} \\
 &= 24224.14 = 44.04 \text{ Hp} \approx 44 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dimana : P = daya pengaduk (lbf.ft/dt)

$$\begin{aligned}
 N_p &= \text{power num} &= 0.4 \\
 n &= \text{kecepatan putar} &= 6.6667 \text{ rps} \\
 D_i &= \text{diameter impeller} &= 2.3906 \text{ ft} \\
 \rho &= \text{densitas} &= 84.2190 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$g_c = \text{gravitasi} = 32.1740 \text{ lb.ft/dt}^2.\text{lb}$$

Jika efisiensi motor 80% maka :

$$P = \frac{44.0}{0.8} = 55.0 \approx 55 \text{ hp}$$

-> Menentukan poros pengaduk

$$\tau = \left(\frac{\pi \times S \times D^3}{16} \right) \quad (\text{Hesses, pers 16-1, 465})$$

$$\text{Dimana : } \tau = \text{momen putar (lb/in)} = \frac{63025 \cdot H}{N}$$

$$S = \text{maksimum design, bearing stress yang diijinkan (lb/in}^2\text{)}$$

$$D = \text{diameter poros (in)}$$

$$H = \text{daya motor pada poros} = 55 \text{ hp}$$

$$N = \text{putaran pengaduk} = 400 \text{ rpm}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{63025 \times 55}{400} \quad (\text{Hesses, halaman 469}) \\ &= 8665.9375 \text{ lb/in} \end{aligned}$$

Bila menggunakan Hot Roller Steel SAE 1020 (mengandung 20% karbon), dengan batas 36000 lb/in² maka :

$$S = 20 \% \times 36000 = 7200 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi : } D &= \left(\frac{16 \times \tau}{\pi \times S} \right) \\ &= 6.1330 \text{ in} \end{aligned}$$

-> Panjang poros

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana : L = panjang poros (ft)

$$h = \text{tinggi silinder + tinggi tutup atas} = 13.4917 \text{ ft}$$

$$l = \text{panjang poros diatas bejana tangki}$$

$$Z_i = \text{jarak impeller dari dasar tangki}$$

$$\text{Maka : } h = 13.4917 \text{ ft}$$

$$L = 13.4917 + 0.5977 - 2.8688$$

$$= 11.2206 \text{ ft}$$

$$= 134.64759 \text{ in}$$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan dimensi pengaduk sebagai berikut :

$$D_i = \text{diameter impeller} = 28.6875 \text{ in}$$

$$L = \text{panjang impeller} = 7.1719 \text{ in}$$

$$Z_i = \text{tinggi impeller dari dasar tangki} = 34.425 \text{ in}$$

$$W = \text{Lebar baffle (daun impeller)} = 2.8688 \text{ in}$$

$$J = \text{Tebal blades} = 2.3906 \text{ in}$$

$$n = \text{jumlah pengaduk} = 1 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= 55 \text{ Hp} \\
 \text{Diameter poros} &= 6.1330 \text{ in} \\
 \text{Panjang poros} &= 134.64759 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Perhitungan jaket pemanas

Dalam reaktor, reaksi terjadi adalah endotermis dan beroperasi pada suhu

100 °C, maka reaktor dilengkapi jaket dengan steam sebagai media pemanas

$$\text{Rate massa steam} = 1190.0632 \text{ kg/jam} = 2623.6133 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 20.09 \text{ kg/m}^3 = 1.2536 \text{ lb/ft}^3$$

a. Menghitung volume jaket pemanas

$$\text{Rate steam} = 1190.0632 \text{ kg/jam}$$

$$= 2623.6133 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 0.0201 \text{ g/cm}^3$$

$$= 1.2542 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate steam}}{\text{Densitas steam}}$$

$$= \frac{2623.6133}{1.2542}$$

$$= 2091.8991 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume steam} = 2091.8991 \times 1.0000 \text{ jam}$$

$$= 2091.899 \text{ ft}^3$$

b. Menghitung dimensi jaket pemanas

- Menghitung tekanan desain (Pi)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\
 &= \frac{1.2542 \times (8.9829 - 1)}{144}
 \end{aligned}$$

$$= 0.0695 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14.6959 + 0.0695$$

$$= 14.7654 \text{ psia}$$

$$= 0.0654 \text{ psig}$$

- Menghitung diameter jaket

$$\text{Diameter luar reaktor} = 96 \text{ in} = 8.0 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Liquid dalam silinder} = 8.9829 \text{ ft}$$

$$V_{\text{steam}} = \frac{3.14}{4} (d_{ij}^2 - d_o^2) L_s$$

$$2091.899 = \frac{3.14}{4} (d_{ij}^2 - 8^2) 8.9829$$

$$232.8752 = [0.785 \text{ dij}^2 - 50.24]$$

$$\text{dij}^2 = 283.1152$$

$$\text{dij} = 16.8260 \text{ ft}$$

$$\text{dij} = 201.9123 \text{ in}$$

- Menentukan tebal jaket

$$\text{ts} = \frac{\text{Pi} \times \text{di}}{2(\text{f.E} - 0,6 \cdot \text{Pi})} + \text{C}$$

$$\text{ts} = \frac{0.0654 \times 201.9123}{2[18,750 \times 0.8 - 0.6 \cdot 0.0654]} + \frac{1}{16}$$

$$\text{ts} = 0.0629 \sim \frac{3}{16}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned} \text{do} &= \text{di} + 2 \text{ ts} \\ &= 201.9123 + 2 \left(\frac{3}{16} \right) \end{aligned}$$

$$= 202.2873 \text{ in}$$

Dari Brownell and Young, table 5.7 halaman 90 didapatkan :

$$\text{do tabel} = 204 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{di} &= \text{do} - 2 \text{ ts} \\ &= 204 - 2 \left(\frac{3}{16} \right) \end{aligned}$$

$$= 203.6250 \text{ in}$$

$$= 16.96875 \text{ ft}$$

- Menentukan dimensi tutup bawah jaket

$$\text{r} = \text{di} = 203.63 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.7 hal 90})$$

$$\text{icr} = 12.250 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.7 hal 90})$$

$$\text{sf} = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88})$$

1. Menentukan tebal tutup atas dan bawah berbentuk standar dish

$$\begin{aligned} \text{thb} &= \frac{0.885 \times \text{Pi} \times \text{r}}{\text{f.E} - 0,1 \cdot \text{Pi}} + \text{C} \\ &= \frac{0.885 \times 0.0654 \times 203.6250}{[18,750 \times 0.8 - 0.1 \times 0.0654]} + \frac{1}{16} \\ &= 0.0633 \times \frac{16}{16} = \frac{1.0125767}{16} \sim \frac{3}{16} \end{aligned}$$

$$\text{a} = \frac{\text{Di}}{2} = \frac{203.6250}{2} = 101.8125 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \text{a} - \text{icr} = 101.8125 - 12 = 89.5625 \text{ in}$$

$$\text{BC} = \text{r} - \text{icr} = 203.625 - 12 = 191.3750 \text{ in}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} = \sqrt{191.375^2 - 89.563^2} = 169.1241 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{b} &= \text{r} - \text{AC} \\ &= 203.6250 - 169.1241 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 34.5009 \text{ in} && \text{(Brownell and Young, hal 87)} \\
 \text{OA} &= t_s + b + s_f \\
 &= \frac{3}{16} + 34.5009 + 2 \\
 &= 36.6884 \text{ in} \\
 \text{hb} &= 36.6884 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi jaket sebagai berikut:

- Bahan konstruksi	= HAS SA 240 Grade M type 316
- Diameter luar (do_j)	= 204 in
- Diameter dalam (di_j)	= 203.6250 in
- Tebal jaket (ts_j)	= 3/16 in
- Tebal tutup bawah jaket (thb_j)	= 3/16 in
- Tinggi tutup bawah jaket (hb_j)	= 36.6884 in
- Tinggi jaket	= 144.4835 in

F. Sparger

Dasar Perancangan:

Rate gas	= 11903.76337 kg/jam = 26243.0367 lb/jam
Superficial velocity gas	= 0.2330 ft/detik
Densitas umpan	= 97.2819 lb/ft ³
Tekanan (P gas)	= 20.6 psia
Suhu	= 212 °F

Perhitungan:

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{26243.0367 \text{ lb/jam}}{97.2819 \text{ lb/ft}^3} = 269.7628 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

FPM = 50.11 \approx 150, dari tabel didapatkan velocity gas keluar (FPM)

$$\text{ACFM} = \text{Rate volumetri k gas} \times \frac{14.7}{(14.7 + P)} \times \frac{(460 + T)}{520}$$

$$\text{ACFM} = 145.2569 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area sparger (A)} &= \frac{\text{ACFM}}{\text{FPM}} = \frac{145.2569}{150} = 0.9684 \text{ ft}^2 \\ &= 139.4 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

(www.Mott Corporation.com-sparger design guide)

$$\begin{aligned}
 A &= 1/4 \pi D^2 \\
 0.9684 &= 0.7850 D^2 \\
 D^2 &= 0.2467 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$D = 0.4967 \text{ ft} = 5.9605 \text{ in}$$

Trial jarak lubang agar harga A_t perhitungan sama dengan harga trial

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar lubang } P_T &= 2 \text{ in} \\ \text{Luas satu segitiga} &= \frac{1}{2}(P_T \times \sin 60) \times P_T \\ &= 1.732 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Luas lubang sparger

$$\begin{aligned} \text{Luas lubang sparger} &= \frac{269.7628}{150.0000 \times 3600} \\ &= 0.0005 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \pi D^2 \\ 0.0005 &= 0.7850 D^2 \\ D^2 &= 0.0001 \text{ ft}^2 \\ D &= 0.0113 \text{ ft} = 0.1354 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan jumlah lubang

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{139.4466}{1.7320} \\ &= 80.5119 \approx 81 \text{ buah} \end{aligned}$$

G. Menentukan Ukuran Nozzle

Dalam perancangan reaktor ini nozzle-nozzle yang digunakan adalah:

- Nozzle pemasukan toluen
- Nozzle pemasukan gas klorin
- Nozzle pengeluaran produk liquid
- Nozzle pengeluaran produk gas
- Nozzle pemasukan pemanas
- Nozzle pengeluaran pemanas
- Nozzle untuk man hole

1. Nozzle pemasukan toluen

$$\text{Rate umpan} = 5166.6478 \text{ kg/jam} = 11390.39 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu (T)} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\rho \text{ toluen} = 54.122452 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ toluen} = 0.2898 \text{ Cp} = 0.701055 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric(Q)} &= \frac{\text{Rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{11390.3918 \text{ lb/jam}}{54.1225 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 210.4559 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0585 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Aliran turbulen

Dari Peters Timmerhauss pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$D_i \text{ optimal} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

Dimana:

Di = diameter dalam pipa, in

Q = kecepatan aliran massa fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimal} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0585)^{0,45} \times (54,122)^{0,13} \\ &= 1,8260 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal 844. maka dipilih pip: 2 in Sch. 80.

$$OD = 2,380 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$ID = 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft}$$

$$a' = 2,950 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$$

Cek harga N_{Re} aliran turbulen

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{G \times ID}{\mu \times a'} \\ &= \frac{11390,3918 \text{ lb/jam} \times 0,1616 \text{ ft}}{0,7011 \text{ lb/ft.jam} \times 0,0205 \text{ ft}^2} \\ &= 128151,4429 \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349)

Size	=	2	in
OD of pipe	=	2,380	in
Flange Nozzle thickness (n)	=	0,218	in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	2 1/2	in
Length of side of reinforcing plate, L	=	-	in
Width of reinforcing plate, W	=	-	in
Distance, shell to flange face, outside, J	=	6	in
Distance, shell to flange face, inside, K	=	6	in
Distance from Bottom of tank to center of nozzle			
* Regular, Type H	=	7	in
* Low, Type C	=	3,5	in

2. Nozzle pemasukan gas klorin

$$\text{Rate umpan} = 11903,763 \text{ kg/jam} = 26243,04 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu (T)} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\rho \text{ klorin} = 97,281897 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ klorin} = 0,0170 \text{ Cp} = 0,041092 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Rate volumetric(Q)} = \frac{\text{Rate umpan}}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\rho \text{ umpan}}{97.2819} \text{ lb/jam} \\
 &= \frac{26243.0367}{97.2819} \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 269.7628 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0749 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Aliran turbulen

Dari Peters Timmerhauss pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$\text{Di optimal} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

Dimana:

Di = diameter dalam pipa, in

Q = kecepatan aliran massa fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{Di optimal} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \\
 &= 3.9 \times (0.0749)^{0,45} \times (97.282)^{0,13} \\
 &= 2.2035 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal 844. maka dipilih pipi: 3 in Sch. 80.

$$\text{OD} = 3.500 \text{ in} = 0.2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.9 \text{ in} = 0.2417 \text{ ft}$$

$$a' = 6.610 \text{ in}^2 = 0.0459 \text{ ft}^2$$

Cek harga N_{Re} aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{G \times \text{ID}}{\mu \times a'} \\
 &= \frac{26243.0367 \text{ lb/jam} \times 0.2417 \text{ ft}}{0.0411 \text{ lb/ft.jam} \times 0.0459 \text{ ft}^2} \\
 &= 3362282.0943
 \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349)

Size	=	3	in
OD of pipe	=	3.500	in
Flange Nozzle thickness (n)	=	0.300	in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	3 5/8	in
Length of side of reinforcing plate, L	=	10	in
Width of reinforcing plate, W	=	12 5/8	in
Distance, shell to flange face, outside, J	=	6	in
Distance, shell to flange face, inside, K	=	6	in
Distance from Bottom of tank to center of nozzle			
* Regular, Type H	=	8	in
* Low, Type C	=	5	in

3. Nozzle pengeluaran produk liquid

$$\text{Rate umpan} = 10675.517 \text{ kg/jam} = 23535.24 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu (T)} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho \text{ campuran} = 85.533601 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0.5598 \text{ Cp} = 1.35423 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric(Q)} &= \frac{\text{Rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{23535.2443 \text{ lb/jam}}{85.5336 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 275.1579 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0764 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Aliran turbulen

Dari Peters Timmerhauss pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$\text{Di optimal} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

Dimana:

Di = diameter dalam pipa, in

Q = kecepatan aliran massa fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \\ &= 3.9 \times (0.0764)^{0,45} \times (85.534)^{0,13} \\ &= 2.1863 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal 844. maka dipilih pip: 3 in Sch. 80.

$$\text{OD} = 3.500 \text{ in} = 0.2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.9 \text{ in} = 0.2417 \text{ ft}$$

$$a' = 6.610 \text{ in}^2 = 0.0459 \text{ ft}^2$$

Cek harga N_{Re} aliran turbulen

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{G \times \text{ID}}{\mu \times a'} \\ &= \frac{23535.2443 \text{ lb/jam} \times 0.2417 \text{ ft}}{1.3542 \text{ lb/ft.jam} \times 0.0459 \text{ ft}^2} \\ &= 91496.4102 \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349)

Size	=	3	in
OD of pipe	=	3.500	in
Flange Nozzle thickness (n)	=	0.300	in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	3 5/8	in
Length of side of reinforcing plate, L	=	10	in

Width of reinforcing plate, W	=	12 5/8	in
Distance, shell to flange face, outside, J	=	6	in
Distance, shell to flange face, inside, K	=	6	in
Distance from Bottom of tank to center of nozzle			
* Regular, Type H	=	8	in
* Low, Type C	=	5	in

4. Nozzle pengeluaran produk gas

$$\text{Rate umpan} = 6394.8944 \text{ kg/jam} = 14098.18 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu (T)} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Massa	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
HCl	5858.6278	0.9161	73.6650	67.4876
C ₆ H ₆	25.8332	0.0040	54.8492	0.2216
Cl ₂	474.7221	0.0742	97.3876	7.2295
H ₂ O	35.7113	0.0056	62.1533	0.3471
pengeluaran pro	6394.8944	1.0000	288.0551	75.2857

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi} \\ &= \frac{75.2857}{1.0000} = 75.28574 \text{ lb/ft}^3 = 1205.922 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Komponen	Massa	xi (massa)	μ (cp)	xi. ρ i
HCl	5858.6278	0.9161	1.9000	1.7407
C ₆ H ₆	25.8332	0.0040	0.2500	0.0010
Cl ₂	474.7221	0.0742	0.017	0.0013
H ₂ O	35.7113	0.0056	0.0125	0.0001
0	6394.8944	1.0000	2.1795	1.7430

Data μ didapat dari buku Kern, halaman 823 - 825

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{1.7430}{1.0000} = 1.74301 \text{ cp} = 4.216517 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric(Q)} &= \frac{\text{Rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{14098.1842 \text{ lb/jam}}{75.2857 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 187.2623 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0520 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Aliran turbulen

Dari Peters Timmerhauss pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$\text{Di optimal} = 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

Dimana:

Di = diameter dalam pipa, in

Q = kecepatan aliran massa fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0520)^{0,45} \times (75,286)^{0,13} \\ &= 1,8084 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal 844. maka dipilih pip: 2 in Sch. 80.

OD = 2.380 in = 0.1983 ft

ID = 1.939 in = 0.1616 ft

a' = 2.950 in² = 0.0205 ft²

Cek harga N_{Re} aliran turbulen

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{G \times ID}{\mu \times a'} \\ &= \frac{14098,1842 \text{ lb/jam} \times 0,1616 \text{ ft}}{4,2165 \text{ lb/ft.jam} \times 0,0205 \text{ ft}^2} \\ &= 26372,2029 \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349)

Size	=	2	in
OD of pipe	=	2.380	in
Flange Nozzle thickness (n)	=	0.218	in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	2 1/2	in
Length of side of reinforcing plate, L	=	-	in
Width of reinforcing plate, W	=	-	in
Distance, shell to flange face, outside, J	=	6	in
Distance, shell to flange face, inside, K	=	6	in
Distance from Bottom of tank to center of nozzle			
* Regular, Type H	=	7	in
* Low, Type C	=	3.5	in

5. Nozzle pemasukan pemanas dan pengeluaran pemanas

$$\text{Rate steam} = 1190,0632 \text{ kg/jam} = 2623,6133 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{steam}} = 62,1533 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0,0125 \text{ lb/ft.menit} = 0,750 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volometrik (Q)} &= \frac{2623,6133 \text{ lb/jam}}{62,1533 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 42,2120 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.0117 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 \text{Di optimal} &= 3,9 (Q)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \\
 &= 3.9 \times (0.0117)^{0,45} \times (62.1533)^{0,13} \\
 &= 0.9022 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal 844. maka dipilih pipa 1 in Sch. 80

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1.32 \text{ in} = 0.1100 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\
 a' &= 0.718 \text{ in}^2 = 0.0050 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Pengecekan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Re}} &= \frac{G \times \text{ID}}{\mu \times a'} \\
 &= \frac{2623.613 \text{ lb/jam} \times 0.07975 \text{ ft}}{0.750 \text{ lb/ft.jam} \times 0.004986 \text{ ft}^2} \\
 &= 55950.9283
 \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349)

Size	=	1 in
OD of pipe	=	1 4/7 in
Flange Nozzle thickness (n)	=	- in
Diameter of hole in reinforcing plate (DR)	=	1.6875 in
Length of side of reinforcing plate, L	=	16 1/4 in
Width of reinforcing plate, W	=	- in
Distance, shell to flange face, outside, J	=	- in
Distance, shell to flange face, inside, K	=	- in
Distance from Bottom of tank to center of nozzle		
* Regular, Type H	=	5 in
* Low, Type C	=	3 in

6. Nozzle manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standar yang ada yaitu : 20 inch

(Brownell & Young hal.51, Fig. 3.15)

Berdasarkan fig. 12.2 Brownell & Young hal.221, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS)	:	20.00
Diameter luar pipa	:	27.50
Ketebalan flange minimum (T)	:	1.69
Diameter bagian lubang menonjol (R)	:	23.00
Diameter lubang pada titik pengelasan (K)	:	20.00
Diameter hubungan pada alas (E)	:	22.00
Panjang julikan (L)	:	5.69
Diameter dalam flange (B)	:	19.25
Jumlah lubang baut	:	20.00

Diameter : 1.13

Dari Brownel & Young tabel 12.2 halaman 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dgn dimensi nozzle:

- Nozzle A = Nozzle pemasukan toluen
- Nozzle B = Nozzle pemasukan gas klorin
- Nozzle C = Nozzle pengeluaran produk liquid
- Nozzle D = Nozzle pengeluaran produk gas
- Nozzle E = Nozzle pemasukan dan pengeluaran pemanas
- Nozzle F = Nozzle untuk man hole
- NPS = ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan minimum flange, in
- R = diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter hubungan atas, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = panjang julakan, in
- B = diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07
B	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
C	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07
E	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.38
F	20	27.50	1.69	23.00	22.00	20.00	5.69	19.25

H. Sambungan Tutup (Heat) dengan dinding (Shell) reaktor

untuk mempermudah perbaikan dan perawatan dari reaktor, maka tutup bejana dihubungkan dengan bagain bejana shell secara sistem flange dan bolting.

a. Flange

- bahan : High alloy steel SA 240 grade M Type 316
- tensile strength minimum : 75000 psi
- allowable stress : 18,750 psi
- type flange : ring flange
(APP D, Brownell & young hal 342)

b. Bolting

- bahan : Carbon steel SA 261V grade BO
- tensile strength minimum : 100000 psi
- allowable stress : 16250 psi
(Tabel 13-1 brownell & young hal 252)

c. Gasket

- bahan : Solid flat metal
- gasket faktor (m) : 6.50

$$\text{tebal} \quad : \quad \frac{1 \text{ in}}{16} = 0.0625 \text{ in}$$

$$\text{minimum design steating stress (y)} \quad : \quad 26000 \text{ psi}$$

(Fig. 12-11 brownell & young hal 228)

I. Menghiting gasket

a. Gasket

Menentukan lebar Gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan pers. 12.2, hal. 226, Brownell & Young didapatkan:

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - (p \times m)}{y - p(m + 1)}}$$

Dimana :

d_o : diameter luas gasket, in

d_i : diameter dalam gasket, in

P : tekanan design = 20.6 psia

m : gasket faktor = 3.75

y : yield stress- 26000 lb/in² = 26000 psia

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{26000 - (20,6 \times 3,75)}{26000 - 20,6(3,75 + 1)}} = 1.0004$$

$$\text{Dengan, } d_i = d_o \text{ shell} = 96 \text{ in}$$

$$d_o = d_i \times 1.0004$$

$$= 96 \times 1.0004$$

$$= 96.0381 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum (n)

$$n = \frac{d_o - d_i}{2}$$

$$= \frac{96.0381 - 96}{2}$$

$$= 0.019065 \times \frac{16}{16}$$

$$= 0.305037 = \frac{2}{16} = 0.1250 \text{ in}$$

$$\text{Diameter rata-rata gasket (G)} = d_i + \text{lebar}$$

$$= 96 + \frac{2}{16}$$

$$= 96.1250 \text{ in}$$

$$= 8.0104 \text{ ft}$$

b. Perhitung beban gaket

$$Wm_2 = Hy = \pi \times b \times G \times y$$

(pers.12.88 brownell & young, hal.240)

Dimana:

b = lebar efektif gasket (in)

y = yield (lb/in²)

G = diameter rata-rata gasket = 96.1250 in

Dari fig.12.12 brownell & young, hal.229 didapat:

Lebar seating gasket, $b_o = \frac{n}{2} = \frac{0.1250}{2} = 0.0625$

untuk $b_o = \leq 0.25$ in maka $b = b_o = 0.0625$ in sehingga :

$$\begin{aligned} Wm_2 &= Hy = \pi \times b \times G \times y \\ &= \pi \times 0.0625 \times 96.1250 \times 26000 \\ &= 490477.8125 \text{ in} \end{aligned}$$

Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \frac{1}{4} \times \pi \times G^2 \times P \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times [96.1250^2] \times 20.58 \\ &= 149275.2244 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban baut agar tidak bocor (Hp)

$$\begin{aligned} Hp &= 2 \times b_o \times \pi \times G \times m \times p \\ &\quad \text{(pers.12.90 brownell \& young, hal.240)} \\ &= 2 \times 0.0625 \times 96.1250 \times 3.75 \times 20.58 \\ &= 927.3059 \text{ in} \end{aligned}$$

jadi berat beban:

$$\begin{aligned} Wm_1 &= H + Hp \\ &= 149275.2244 + 927.3059 \\ &= 150202.5303 \text{ lb} \end{aligned}$$

karena $Wm_2 > Wm_1$ sehingga yang mengontrol adalah Wm_2

c. Baut

Perhitungan luas minimum botling (baut) area

Dengan menggunakan pers. 12.92, hal. 240, Brownell & Young,

$$\begin{aligned} - \quad Am_1 &= \frac{Wm_1}{fb} \\ &= \frac{150202.5303}{16250} \\ &= 9.2432 \text{ in} \end{aligned}$$

- Perhitungan luas ukuran baut optimal (optimum bonting area) dari tabel 10.4 brownell&young hal.188 diperoleh:

direncanakan ukuran bolt = 1 3/8 in, maka didapatkan bolt area =

1.0540 in² maka jumlah bolting optimum adalah :

$$\begin{aligned} \frac{A_{m1}}{\text{Root Area}} &= \frac{9.2432}{1.054} \\ &= 8.7697 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 9 \text{ buah} \\
 \text{ukuran nominal baut} &= 1 \frac{3}{8} \text{ in} \\
 \text{root area} &= 1.054 \text{ in} \\
 \text{bolting spacing} &= 3 \text{ in} \\
 \text{jarak radial minimum (R)} &= 1 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 \text{jarak dari tepi (E)} &= 1 \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Bolt area diameter (C)

$$\begin{aligned}
 C &= \text{IDs} + 2 \{ 1.415 \times \text{go} + R \} \\
 \text{IDs} &= 95.6250 \text{ in} \\
 \text{go} &= \text{tebal shell} = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehinga:

$$\begin{aligned}
 C &= 95.6250 + 2 \{ 1.415 \times \frac{3}{16} + 2 \} \\
 &= 99.9056 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Diameter luas flange (A) :

$$\begin{aligned}
 A = \text{OD} &= \text{bolt area diameter} + 2.E \\
 &= C + 2.E \\
 &= 99.9056 + 2 \left[1 \frac{3}{8} \right] \\
 &= 100.6556 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Lebar Flange

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar Flange} &= \frac{OD_{flange} - OD_{Vessel}}{2} \\
 &= \frac{100.6556 - 96}{2} \\
 &= 2.3278 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Cek lebar gasket

$$\begin{aligned}
 \text{Ab aktual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\
 &= 9 \times 1.054 \\
 &= 9.4860
 \end{aligned}$$

lebar gasket minimum

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{\text{Ab aktual} \times \text{fb}}{2 \times \pi \times y \times G} \\
 &= \frac{9.4860 \times 16250}{2 \times \pi \times 26000 \times 96.1250} \\
 &= 0.0098213 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena $W = 0.0098213 \text{ in} < 0.1250$ yg telah ditetapkan (memenuhi)

d. Perhitungan Moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}
 W &= \left(\frac{A_{m1} + A_b}{2} \right) \times f_a \quad (\text{pers.12.94 brownell \& young, hal.242}) \\
 &= \left(\frac{9.2432 + 9.4860}{2} \right) \times 16250 \\
 &= 227276.2803 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

W = berat beban (lb)
 A_{m1} = luas baut minimum (in²)
 A_b = luas aktual baut (in²)
 f_a = allowable stress (psi)

- Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle (h_G) dari Persamaan 12.101 hal 243, Brownell & Young (1959) :

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{1}{2} (C-G) \\
 &= \frac{1}{2} [99.9056 - 96.1250] \\
 &= 1.8903 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

h_G = tahanan radial circle bolt (in)
 C = bolt circle diameter (in)
 G = diameter gasket rata-rata (in)

- Flange moment adalah sebagai berikut (B & Y, 1959, Tabel 12.4) :
Moment flange (M_a)

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \\
 &= 227276.2803 \times 1.8903 \\
 &= 429623.1936 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

- Untuk keadaan moment pada kondisi operasi

$$W = W_{m1} = 150202.5303 \text{ lb}$$

Gaya hidrostatis pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0.785 \times B^2 \times P \quad (\text{pers.12.96 brownell \& young, hal.242})$$

Dimana :

$$B = \text{do shell} = 96 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan design} = 20.58 \text{ psig}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0.785 \times 96^2 \times 20.58 \\
 &= 148887.2448 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak jari-jari bolt circle pada H_D (h_D) :

- Radial distance dari bolt circle (h_G) pada H_D adalah : (persamaan 12.100 Brownell & Young)

$$\begin{aligned}
 h_D &= 0.5 \quad (\text{C-B}) \\
 &= 0.5 \times [99.9056 - 96] \\
 &= 1.9528 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

- Moment komponen (M_D) (persamaan 12.96 Brownell&Young) :

$$\begin{aligned}
 M_D &= H_D \times h_D \\
 &= 148887.2448 \times 1.9528 \\
 &= 290748.8727 \quad \text{lb.in}
 \end{aligned}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$\begin{aligned}
 H_G &= W - H = Wm_1 - H \\
 &= 150202.5303 - 149275.2244 \\
 &= 927.3059 \quad \text{lb}
 \end{aligned}$$

- Momen komponen (M_G)

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \quad (\text{pers.12.98 brownell \& young, hal.242}) \\
 &= 927.3059 \times 1.8903 \\
 &= 1752.8979 \quad \text{lb.in}
 \end{aligned}$$

- perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange :

$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D \quad (\text{pers.12.97 brownell \& young, hal.242}) \\
 &= 149275.2244 - 148887.2448 \\
 &= 387.9796 \quad \text{lb}
 \end{aligned}$$

- Hubungan lever arm, h_T

$$\begin{aligned}
 h_T &= 0.5 \times (h_D + H_g) \quad (\text{pers.12.102 brownell \& young, hal.242}) \\
 &= 0.5 \times [1.9528 + 1.8903] \\
 &= 1.9216
 \end{aligned}$$

- Momen komponen (M_T)

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T \quad (\text{pers.12.97 brownell \& young, hal.242}) \\
 &= 387.9796 \times 1.9216 \\
 &= 745.5271 \quad \text{lb.in}
 \end{aligned}$$

- Jumlah total moment pada keadaan operasi (M_o)

$$\begin{aligned}
 &(\text{pers.12.97 brownell \& young, hal.242}) \\
 M_o &= M_D + M_G + M_T \\
 &= 290748.8727 + 1752.8979 + 745.5271 \\
 &= 293247.2977 \quad \text{lb.in} \\
 M_{\text{max}} &= 293247.2977 \quad \text{lb.in}
 \end{aligned}$$

Karena $M_a > M_o$, maka $M_{\max} = M_a = 429623.1936 \text{ lb-in}$

e. Flange

Perhitungan tebal flange :

$$f_T = \frac{Y M_o}{t^2 B} \quad (\text{pers.12.85 brownell \& young, hal.239})$$

Sehingga didapatkan rumus:

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}}$$

$$k = \frac{A}{B}$$

Dimana: $A =$ diameter luar flange
 $B =$ diameter luar shell
 $f =$ stress yang diijinkan untuk bahan flange

Maka:

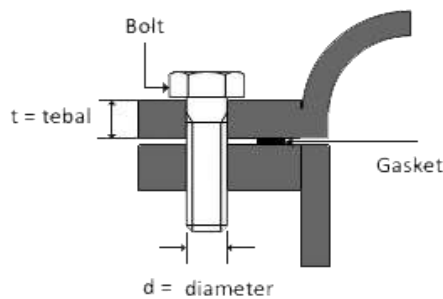
$$k = \frac{A}{B} = \frac{100.6556}{96.00} = 1.0485$$

Dari Brownell and Young fig. 12.22 hal 238, didapatkan:

$$Y = 34$$

Sehingga tebal flange:

$$t = \sqrt{\frac{34 \times 429623.1936}{18,750 \times 96.0000}} = 2.8487 \text{ in}$$



Gambar. Detail untuk Flange and bolt pada Head Reaktor

Dari hasil perhitungan diatas dapat disimpulkan:

- a. Bagian Flange
- | | | |
|-------|---|--|
| Bahan | = | High alloy steel SA 240 grade M Type 316 |
| Tebal | = | 2.8487 in |
| OD | = | 100.6556 in |

Type flange	=	ring flange
b. Bagian Bolting		
Bahan	=	Carbon steel SA 261Vgrade BO
Ukuran	=	1 3/8 in
Jumlah	=	9 buah
Bolt circle diameter (C)	=	99.9056 in
Jarak dari tepi	=	1 3/8 in
jarak radial minimum	=	2 in
c. Bagian Gasket		
Bahan	=	Solid flat metal
Tebal	=	1 3/8 in
Lebar	=	0.1250 in

J. Menghitung Berat Reaktor

Berat reaktor terdiri dari:

a. Berat shell reaktor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho \quad (\text{Hesse, pers. 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

W_s = berat shell reaktor, lb

d_o = diameter luar shell = 96 in = 8 ft

d_i = diameter dalam shell = 95.6250 in = 7.9688 ft

H = tinggi shell reaktor (Lr) = 180.3639 in = 15.03 ft

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 487.00 lb/ft³

(Perry, edisi 7 tabel 2-118 hal. 2-119, stell cold drawn)

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= 3,14/4 \times (8^2 - 7.9688^2) \times 15.03 \times 487.00 \\ &= 2867.3983 \text{ lb} \\ &= 1300.6433 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat tutup atas dan bawah standart dishead

Rumus :

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h \quad (\text{Hesse, pers. 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

W_d = berat tutup atas dan bawah reaktor, lb

A = luas tutup atas dan bawah standart dishead, ft²

t = tebal tutup = 3/16 in = 0.0156 ft

ρ = ρ bahan konstruksi = 487.00 lb/ft³ = 0.288 lb/in³

(Perry, edisi 7 tabel 2-118 hal. 2-119, stell cold drawn)

L = crown radius (r) = 96.000 in = 8.0000 ft

h = tinggi tutup reaktor = 18.4632 in = 1.5386 ft

Luas tutup atas dan bawah :

$$\begin{aligned}
 A &= 6.28 \times 96 \times 18.4632 \\
 &= 11131.1047 \text{ in}^2 \\
 &= 77.299338 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Berat tutup atas dan tutup bawah:

$$\begin{aligned}
 W_d &= 77.2993 \times 0.0156 \times 487.00 \\
 W_d &= 588.1997 \text{ lb} \times 2 \text{ buah} \\
 &= 1176.3993 \text{ lb} \\
 &= 533.61122 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

c. Berat liquid dalam reaktor

$$W_1 = m t \quad (\text{Hesse, pers. 4-16, hal 92})$$

Dimana: m = berat larutan dalam reaktor
 t = waktu tinggal liquid dalam reaktor

Maka,

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 37633.4286 \times 1.00 \\
 &= 37633.4286 \text{ lb} \\
 &= 17066.7598 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Berat poros pengaduk dalam reaktor

$$W_p = V \rho$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L \quad (\text{Hesse, pers. 4-16, hal 92})$$

Dimana: W_p = berat poros pengaduk dalam reaktor, lb
 V = volume poros pengaduk, ft³
 ρ = densitas dari bahan konstruk = 487.00 lb/ft³
 D = diameter poros pengaduk, ft
 L = panjang poros pengaduk, ft

Maka,

Volume poros pengaduk:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{3.14}{4} \times 0.5111^2 \times 11.2206 \\
 &= 2.3008 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat poros pengaduk:

$$\begin{aligned}
 W_p &= 2.3008 \times 487 \\
 &= 1120.4701 \text{ lb} \\
 &= 508.1332 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Berat impeller dalam reaktor

$$\begin{aligned}
 W_1 &= V \rho \\
 V &= 4 p l t \\
 p &= \frac{D_p}{2}
 \end{aligned}
 \quad (Hesse, pers. 4-16, hal 92)$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 W_1 &= \text{berat impeller dalam reaktor, lb} \\
 V &= \text{volume dari total blades, ft}^3 \\
 \rho &= \text{densitas dari bahan konstruksi} \\
 &= 487 \text{ lb/ft}^3 \\
 &\quad (Perry ed 7^{th}, tabel 2-118, hal 2-119) \\
 p &= \text{panjang 1 kupingan blade, ft}^2 \\
 l &= \text{lebar 1 kupingan blade, ft} \\
 t &= \text{tebal 1 kupingan blade, ft} \\
 D_p &= \text{diameter pengaduk, ft}
 \end{aligned}$$

Maka,

Volume impeller pengaduk:

$$\begin{aligned}
 p &= \frac{D_p}{2} = \frac{2.3906}{2} = 1.1953 \text{ ft} \\
 V &= 4 \times 1.1953 \times 0.2391 \times 0.1992 \\
 &= 0.2277 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat impeller pengaduk:

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 0.2277 \times 487 \\
 &= 110.8950 \text{ lb} \\
 &= 50.2909 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

f. Berat jaket pemanas

$$W_j = \frac{\pi}{4} (d_{o_j}^2 - d_{i_j}^2) T_j \rho
 \quad (Hesse, pers. 4-16, hal 92)$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 W_j &= \text{berat jaket, lb} \\
 d_{o_j} &= \text{diameter luar jaket, ft} \\
 d_{i_j} &= \text{diameter dalam jaket, ft} \\
 T_j &= \text{Tinggi jaket, ft} \\
 \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} \\
 &= 487 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Maka, berat jaket: (Perry ed 7th, tabel 2-118, hal 2-119)

$$\begin{aligned}
 W_j &= \frac{3.14}{4} \left(17.00^2 - 16.9688^2 \right) \times 12.0403 \times 487 \\
 &= 4886.1308 \text{ lb} \\
 &= 2215.8603 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

g. Berat attachment

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell and Young hal 157, didapatkan berat attachment:

$$\begin{aligned} W_a &= 18\% W_s \\ &= 18\% \times 1300.6433 \\ &= 234.1158 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	1300.6433
$W_{\text{tutup atas}}$	266.8056
$W_{\text{tutup bawah}}$	266.8056
W_{liquid}	17066.7598
$W_{\text{poros pengaduk}}$	508.1332
W_{pengaduk}	50.2909
W_{jaket}	2215.8603
$W_{\text{attachment}}$	234.1158
W_{total}	21909.4146

Dengan faktor keamanan 10%, maka berat total reaktor adalah

$$\begin{aligned} &= 10\% \times 21909.4146 \\ &= 2190.9415 \text{ kg} \end{aligned}$$

K. Perancangan Kolom Penyangga

a. Lug (peyangga)

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H - L)}{n \times D_{hc}} + \frac{\sum W}{n} \quad (\text{pers. 10-76 hal 197 brownell\&young})$$

Diman:

- P_w = total beban permukaan karena angin, lb
- H = tinggi vessel dari pondasi, ft
- L = jarak antara level dengan dasar pondasi, ft
- D_{hc} = diameter, ft
- n = jumlah support
- $\sum W$ = berat total, lb
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap lug, lb

Reaktor terletak didalam ruangan, sehingga tekanan angin tidak dikontrol

$$\begin{aligned} P &= \frac{\sum W}{n} \\ &= \frac{4830.1495}{4} \\ &= 1207.5374 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Tekanan kolom support

$$\text{Beban tiap kolom} = 1207.5374 \text{ lb}$$

$$\text{Tinggi reaktor total (H)} = 15.0303 \text{ ft}$$

- Menentukan tinggi kolom (L)

$$L = \left(\frac{1}{2} H \right) + 2,5$$

Dimana :

$$H = \text{tinggi reaktor} = 15.0303 \text{ ft}$$

$$L = \frac{1}{2} \times 15.0303 + 2,5$$

$$= 10.015164 \text{ ft}$$

$$= 120.18197 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tinggi lug} = 10.015164 \text{ ft} = 3.0527 \text{ m}$$

- Trial ukuran I-beam

Untuk memilih I-beam ditetapkan 6 in ukuran 6 x 3 3/8 in, berat 17.25 lb dengan cara pemasangan I-beam dengan beban eksentrik

(terhadap sumbu) Dari App.G brownell and young hal 355 diperoleh:

$$h = 6 \text{ in}$$

$$b = 4 \text{ in}$$

$$A_y = 5.02 \text{ in}^2$$

$$r_{1-1} = 2.28 \text{ in}$$

Maka,

$$\frac{L}{r} = \frac{120.1820}{2.28}$$

$$= 52.7114 \text{ in}$$

$$\text{Untuk } (L/r) \leq 60 \text{ maka memenuhi ---> } f_c = 15000 \text{ psi}$$

- Luas (A) yang dibutuhkan :

$$\frac{P}{f_c} = \frac{1207.5374}{15000.0000}$$

$$= 0.0805 \text{ in}^2$$

Kesimpulan I-beam:

$$\text{Ukuran} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Berat} = 50 \text{ lb}$$

Pelekat dengan beban eksentrik

c. Perencanaan base plate

Dibuat base plate dengan toleransi panjang 5% dan toleransi lebar 20%

(herman C.Hess, hal 163)

Bahan base plate = concrete (beton), maka:

tabel 7.7 Herman C. Hess, hal 162

$$f_{bp} = 600 \text{ lb/in}^2$$

- Menentukan luas base plate

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}} \quad (\text{pers. 10.35, Brownell and young hal 190})$$

Dimana:

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{luas base plate, in}^2 \\ P &= \text{beban tiap beton} \\ &= 1207.5374 + [50 \times 120.18197] \\ &= 7216.6358 \text{ lb} \\ f_{bp} &= 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{7216.6358 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} \\ &= 12.027726 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Menentukan panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = l \times p$$

Diman:

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang base plate} = 2n + 0,95 h \\ l &= \text{lebar base plate} = 2m + 0,8 b \end{aligned}$$

Dengan I-beam 12 × 5 diperoleh:

$$\begin{aligned} h &= 6 \text{ in} \\ b &= 4 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan mengamsumsikan $m = n$, maka:

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2n + 0,95 h) \times (2m + 0,8 b) \\ 12.02773 &= (2n + 0,95 \times 6) \times (2m + 0,8 \times 4) \\ &= (2n + 5,7) \times (2m + 3) \\ &= 4 m^2 + 21,4 m + 16,256 \\ 0 &= 4 m^2 + 21,4 m + 4,2286737 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus abc, maka:

$$\begin{aligned} m_{1,2} &= \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \\ &= \frac{-21,4 \pm \sqrt{21,4^2 - (4 \times 4 \times 4,2287)}}{2 \times 4} \\ &= \frac{-21,4 \pm 19,756043}{8} \end{aligned}$$

$$m_1 = -0,2055$$

$$m_2 = -5,1445$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Dengan menggunakan rumus abc diambil } m &= -0,2055 \text{ in} \\ m = n &= -0,205495, \text{ maka:} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang base plate} &= 2n + 0,95 h \\
 &= [2 \times -0.20549] + [0.95 \times 6] \\
 &= 5.2890107 \text{ in} \\
 p &= 6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ lebar base plate} &= 2m + 0,8 b \\
 &= [2 \times -0.20549] + [0.8 \times 4] \\
 &= 2.4410107 \text{ in} \\
 l &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi, ukuran base plate adalah} &= 3 \times 6 \text{ in} \\
 \text{luas base plate adalah} &= 3 \times 6 \\
 &= 18 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

- Beban yang ditahan :

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{P}{A} \\
 &= \frac{7216.6358 \text{ lb}}{18 \text{ in}^2} \\
 &= 400.9242 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ psia (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Cek harga m dan n :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang base plate} \\
 6 &= 2n + [0.95 \times 6] \\
 n &= 0.2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ lebar base plate} \\
 3 &= 2m + [0.8 \times 4] \\
 m &= 0.1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena $n > m$ maka n dijadikan acuan

- Menentukan tebal base plate:

$$\begin{aligned}
 A \text{ baru} &= 18 \text{ in}^2 \\
 P \text{ baru} &= A \text{ baru} \times f_{bp} \\
 &= 18 \text{ in}^2 \times 600 \text{ lb/in}^2 \\
 &= 10800 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{bp} &= (1,5 \times 10^{-4} \times p \times m^2)^{0,5} \quad (\text{pers.7-12 Herman C.Hess hal163}) \\
 &= [1,5 \times 10^{-4} \times 10800 \times [0.1^2]]^{0,5} \\
 &= 0.0942 \text{ in} \\
 &= 0.1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan ukuran baut :

$$\begin{aligned}
 \text{Beban baut (p)} &= 7216.6358 \text{ lb} \\
 \text{Jumlah baut yang digunakan (n)} &= 4 \text{ buah} \\
 \text{Beban tiap baut} &= \frac{p}{n} = \frac{7216.6358}{4} \\
 &= 1804.1589 \text{ lb} \\
 &= 818.3611 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menentukan luas baut:

$$A_b = \frac{P_b}{f_s}$$

Dimana:

A_b = luas baut

P_b = beban tiap baut

f_s = stress tiap baut maksimal

sehingga:

$$\begin{aligned}
 A_b &= \frac{1804.1589 \text{ lb}}{7396 \text{ lb/in}^2} \\
 &= 0.24393712 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10-4 brownell and young hal 188 didapatkan baut 1in dengan dimensi:

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran baut} &= 1 \\
 \text{Bolt circle (BC)} &= 1.00 \\
 \text{Jarak radial maksimum (R)} &= 1 \frac{3}{8} \\
 \text{Edge distance (E)} &= 1 \frac{1}{16} \\
 \text{Nut dimensi} &= 1 \frac{5}{8} \\
 \text{Radius fillet maksimal} &= \frac{7}{16}
 \end{aligned}$$

- d. Menentukan dimensi lug dan gusset Digunakan 2 plate horizontal (lug) dan 2 plate vertikal (gusset) dari fig. 10.6 brownell and young hal : 193 didapatkan:

- a. Lebar Lug

$$\begin{aligned}
 A &= \text{lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 9 \\
 &= 10 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= \text{jarak antara gusset} = \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 8 \text{ in} \\
 &= 9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \text{lebar gusset} = 2(\text{lebar kolom} - 0,5 \times \text{ukuran baut}) \\
 &= 2[3 - 0,5 \times 1,00] \\
 &= 5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- b. Lebar Gusset

$$\begin{aligned} \text{Lebar lug atas} = a &= 0.5 (L + \text{ukuran baut}) \\ &= 0.5 [5 + 1] \\ &= 3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Perbandingan tebal base plate} = \frac{B}{L} = \frac{9}{5} = 1.8000$$

Dari tabel 10.6 brownell and young hal 192 didapatkan $\gamma_1 = 0.565$

$$\begin{aligned} e &= 0.5 \times \text{nut dimension} \\ &= 0.5 \times 1 \frac{5}{8} \\ &= \frac{4}{5} \text{ in} \end{aligned}$$

c. Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial dari pers. 10-40, brownell and young hal 192:

$$M_y = \left(\frac{P}{4\pi} \right) \left[(1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \times e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

Dimana :

$$\begin{aligned} P &= \text{beban tiap baut} = 1804.1589 \text{ lb} \\ \mu &= \text{poisson's ratio} = 0.33 \text{ (untuk shell)} \\ L &= \text{panjang horizontal plate bawah} = 5 \text{ in} \\ e &= \text{nut dimension} = 1 \frac{5}{8} \text{ in} \\ D_o &= 0.303 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{1804.1589}{\pi \cdot 4} \left[(1 + 0.33) \times \ln \frac{2 \times 17}{\pi \times 15/8} + (1 - 0.565) \right] \\ &= 2954.6799 \text{ lb} \end{aligned}$$

M_y disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal 193, Brownell diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{thp} &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}} \\ &= 5.4357 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 5.4357 in = 8 in

d. Tebal Plate Vertikal (Gusset)

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 pers 10.47 hal 194 diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{gusset min} &= \frac{3}{8} \times \text{thp} \\ &= \frac{3}{8} \times 8.0000 \\ &= 3.0000 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} \text{hg} &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 10.00 + 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 11.000 \text{ in} \\
 \text{f. Tinggi Lug} & \\
 \text{Tinggi Lug} &= hg + 2 \text{ thp} \\
 &= 11.000 + 2 \times 8.0000 \\
 &= 27.0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

$$\begin{aligned}
 \text{a. Lug} & \\
 \text{- Lebar} &= 10.000 \text{ in} \\
 \text{- Tebal} &= 8.000 \text{ in} \\
 \text{- Tinggi} &= 27.000 \text{ in} \\
 \text{b. Gusset} & \\
 \text{- Lebar} &= 5.000 \text{ in} \\
 \text{- Tebal} &= 3.0000 \text{ in} \\
 \text{- Tinggi} &= 11.000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

L. Dimensi Pondasi

Perencanaan :

- Beban total yang harus ditahan pondasi :
 - Berat reaktor total
 - Berat kolom penyangga
 - Berat base plate
- Ditentukan :
 - Masing-masing penyangga diberi pondasi
 - Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{a. Berat total reaktor} & \\
 W &= 2190.9415 \text{ kg} = 4830.1495 \text{ lb} \\
 \text{b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom} &
 \end{aligned}$$

Rumus :

$$W_{bp} = p \cdot l \cdot t \cdot \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 p &= \text{panjang base plate} &= 6 \text{ in} &= 0.5000 \text{ ft} \\
 l &= \text{lebar base plate} &= 3 \text{ in} &= 0.2500 \text{ ft} \\
 t &= \text{tebal base plate} &= 0.0942 \text{ in} &= 0.0078 \text{ ft} \\
 \rho &= \text{densitas dari bahan konstruksi} &= 487.00 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned}
 W_{bp} &= 0.5000 \times 0.2500 \times 0.0078 \times 487.00 \\
 &= 0.4778 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

c. Beban tiap penyangga

Rumus :

$$W_p = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 L &= \text{tinggi kolom} &= 10.0152 \text{ ft} \\
 A &= \text{luas kolom I beam} &= 0.0805 \text{ in}^2 = 0.0006 \text{ ft}^2 \\
 F &= \text{faktor koreksi} &= 3.4 \\
 \rho &= \text{densitas dari bahan konstruksi} &= 487.00 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned}
 W_p &= 10.0152 \times 0.0006 \times 3.4 \times 487 \\
 &= 9.2707 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

d. Beban total

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W + W_{bp} + W_p \\
 &= 4839.8980 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka diambil :

- Luas atas = $15 \times 15 \text{ in}$
- Luas bawah = $20 \times 20 \text{ in}$
- Tinggi = 20 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :
 $A = 20 \times 20 = 400 \text{ in}^2$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned}
 V &= A \times t \\
 &= 0.0805 \times 20 \\
 &= 8000 \text{ in}^3 = 4.6296 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 W &= 4.6296 \times 144 \\
 &= 666.6624 \text{ lb} \\
 &= 302.3960809 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft^2
- Save bearing maximum = 10 ton/ft^2

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned}
 P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\
 &= 77.7778 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (20 x 20) in² = 400 in²

Sehingga :

$$P = \frac{666.6624 + 4839.8980}{400}$$

$$P = 13.7664 \text{ lb/in}^2 < 77.7778 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (15 x 15) in untuk luas atas dan (20 x 20) in untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 20 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan:

1. Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
- Do (diameter luar) = 96.0000 in
- Di (diameter dalam) = 95.6250 in
- ts (tebal silinder) = 3 /16 in
- Ls (tinggi silinder) = 143.4375 in
- tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 18.4632 in
- thb (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 18.4632 in
- Tinggi reaktor = 180.3639 in
- Jumlah = 1 buah

2. Dimensi pengaduk :

- Jenis pengaduk = propeller with 3 blades
- Bahan impeller = high allow steel SA 240 grade M type 316
- Diameter impeller (Di) = 28.6875 in
- Tinggi impeller (Zi) = 34.4250 in
- Panjang impeller (L) = 7.1719 in
- Lebar impeller (W) = 2.8688 in
- Daya pengaduk = 55 Hp
- Diameter poros = 6.1330 in
- Panjang poros = 134.6476 in
- Jumlah = 1 buah

3. Nozzle

- Diameter nozzle pemasukan toluen = 2.0000 in
- Diameter nozzle pemasukan gas klorin = 3.0000 in
- Diameter nozzle pengeluaran produk liquid = 3.0000 in
- Diameter nozzle pengeluaran produk gas = 2.0000 in

- Diameter nozzle pemasukan pemanas = 1.0000 in
- Diameter nozzle pengeluaran pemanas = 1.0000 in

4. Nozzle untuk Man Hole

- Ukuran nominal pipa (NPS) = 20.0000 in
- Diameter luar flange (A) = 27.5000 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1.6875 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 23.0000 in
- Diameter hubungan atas (E) = 22.0000 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) = 20.0000 in
- Panjang julakan (L) = 5.6875 in
- Diameter dalam flange (B) = 19.2500 in

5. Jaket Pemanas

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 Grade M type 316
- Diameter luar (do_j) = 204.0000 in
- Diameter dalam (di_j) = 203.6250 in
- Tinggi jaket (L_j) = 144.4835 in
- Tebal jaket (ts_j) = 3 /16 in
- Tebal tutup bawah jaket (thb_j) = 3 /16 in
- Tinggi tutup bawah jaket (hb_j) = 36.6884 in

6. Flange

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18,750 in
- Tebal flange = 2.8487 in
- Diameter dalam (Di) flange = 100.6556 in
- Diameter luar (Do) flange = 99.9056 in
- Type flange = ring flange

7. Bolting

- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 261Vgrade BO
- Tensile strength minimum = 100000 psia
- Ukuran baut = 1 3/8 in
- Jumlah baut = 9 buah
- Allowable stress (f) = 16250

8. Gasket

- Bahan gasket = Solid flat metal
- Lebar (L) = 0.0098 in

- Tebal gasket (n)	=	0.0625	in
- Gasket faktor (m)	=	6.5000	
- Diameter rata-rata (G)	=	96.1250	in

9. Sistem Penyangga

- Jenis	=	Kolom I beam	
- Jumlah	=	4	buah
- Panjang (L)	=	120.1820	in
- Ukuran I beam	=	15 x 15 1/2	
- Area of section (A_y)	=	5.0200	in ²
- Depth of beam (h)	=	6.0000	in
- Width of flange (b)	=	3.5650	in
- Axis (r)	=	2.2800	in

10. Base Plate

- Panjang (p)	=	6.0000	in
- Lebar (l)	=	3.0000	in
- Tebal (t)	=	0.1000	in
- Ukuran baut	=	1	in
- Jumlah baut	=	4	buah

11. Lug

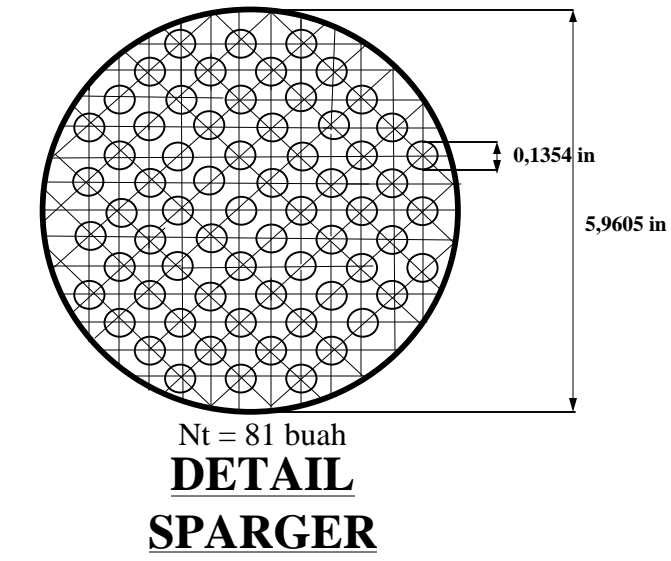
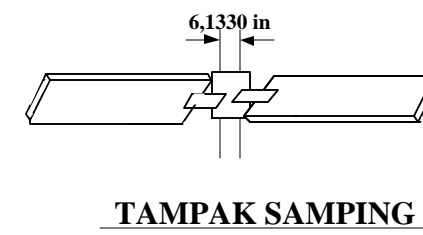
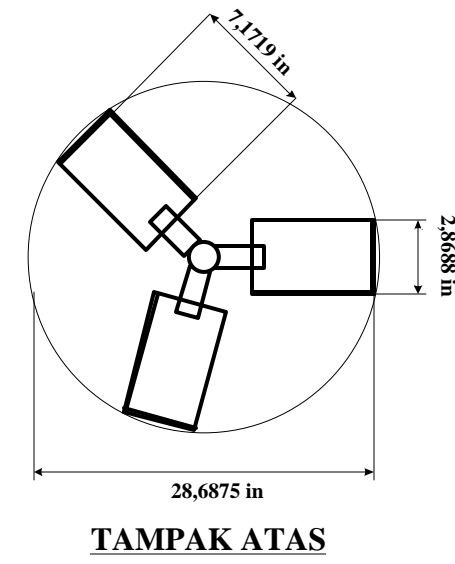
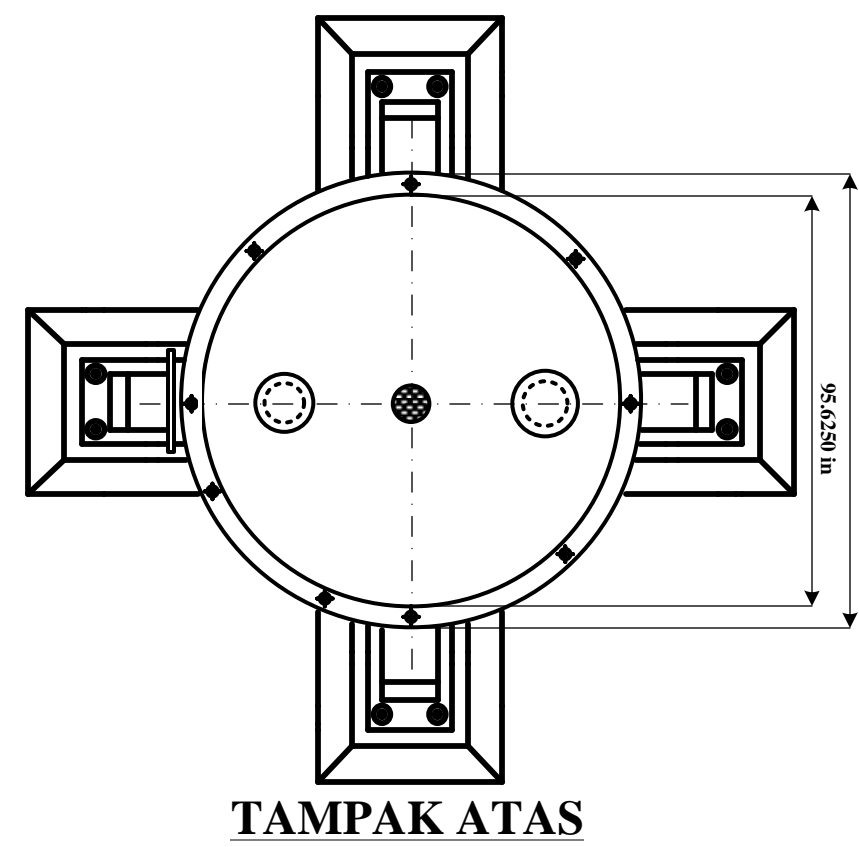
- Lebar	=	10.0000	in
- Tebal	=	8.0000	in
- Tinggi	=	27.0000	in

12. Gusset

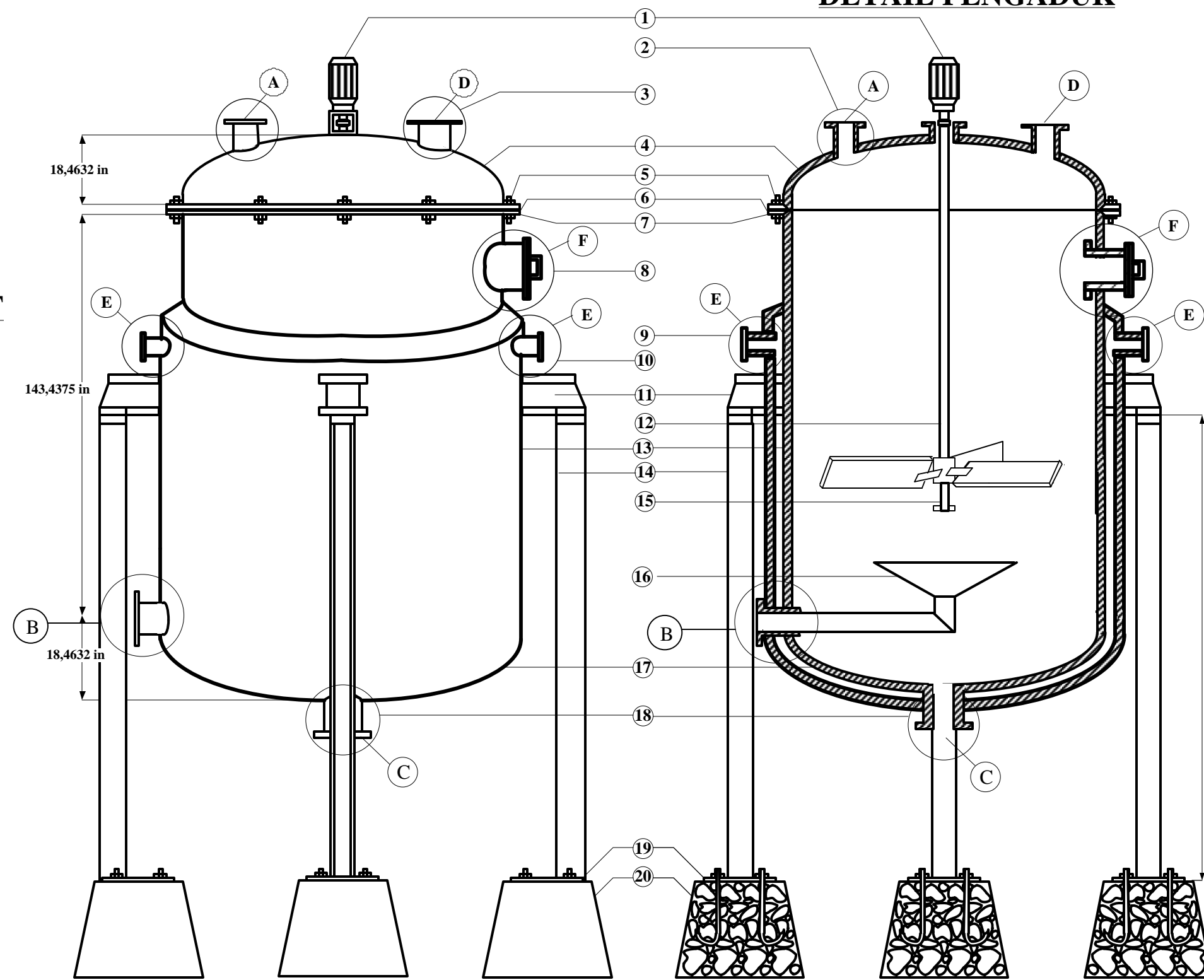
- Lebar gusset	=	5.0000	in
- Tebal gusset	=	3.0000	in
- Tinggi gusset	=	11.0000	in

13. Sistem Pondasi

- Luas atas	=	15 × 15	in
- Luas bawah	=	20 × 20	in
- Tinggi	=	20	in
- Bahan	=	Sement Sand dan Gravel	
- Luas permukaan tanah rata-rata	=	400	in ²

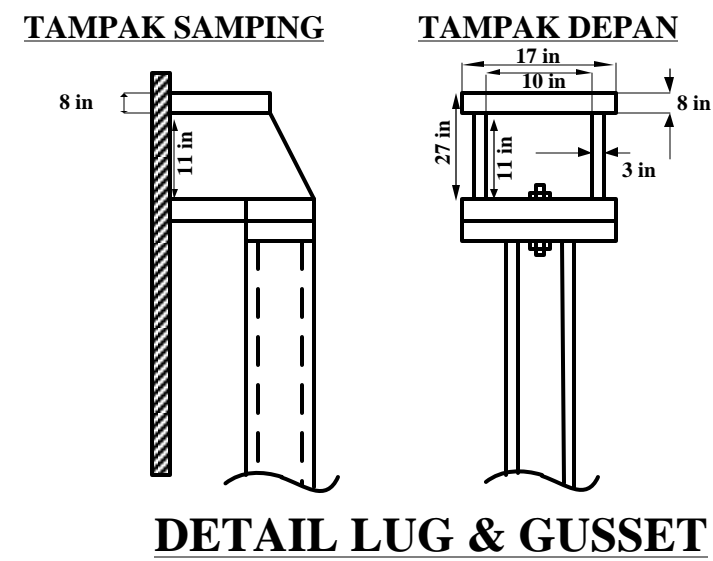
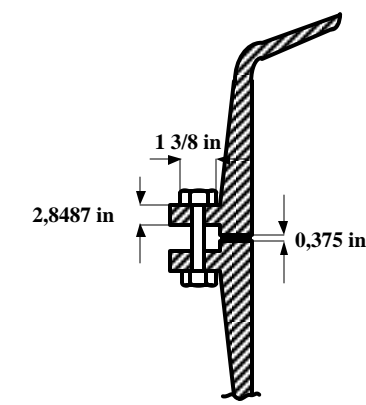
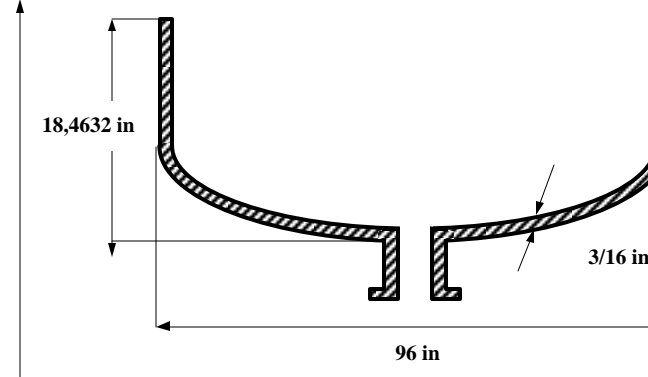
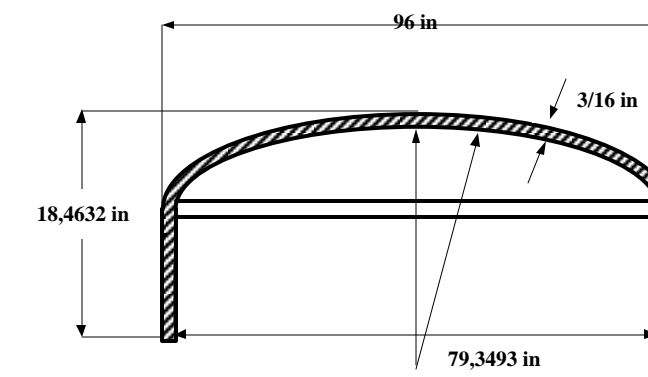


DETAIL PENGADUK



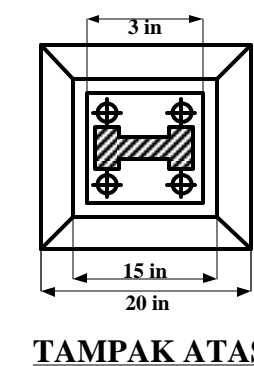
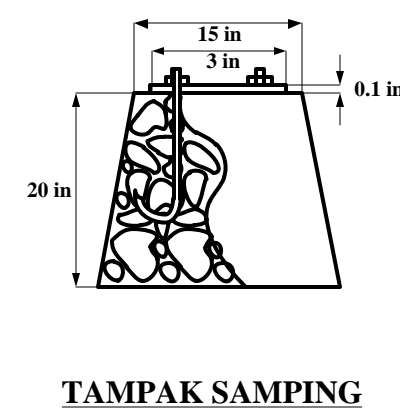
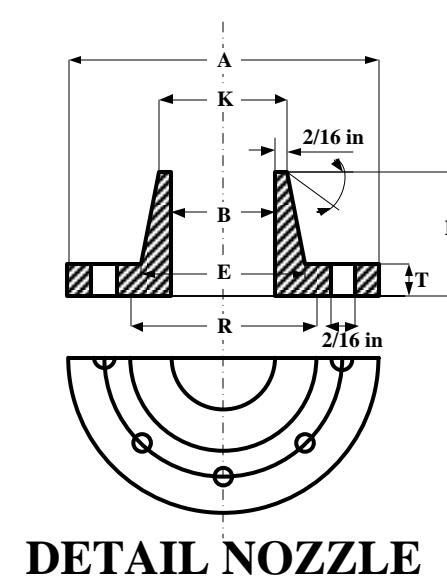
TAMPAK SAMPING

POTONGAN MEMBUJUR



NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07
B	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
C	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/6	2.38	2 1/2	2.07
E	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.38
F	20	27.50	1.69	23.00	22.00	20.00	5.69	19.25

20	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
19	BASE PLATE	CAST IRON
18	NOZZLE PENGELUARAN PRODUK	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
17	TUTUP BAWAH	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
16	SPARGER	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
15	PENGADUK	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
14	PENYANGGA	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
13	SILINDER	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
12	POROS PENGADUK	HOT ROLLER STEEL SAE 1020
11	LUG AND GUSSET	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
10	NOZZLE AIR PENDINGIN IN	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
9	NOZZLE AIR PENDINGIN OUT	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
8	MANHOLE	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
7	FLANGE	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
6	GASKET	SOLID FLAT METAL
5	BAUT	CARBON STEEL SA 261V GRADE BO
4	TUTUP ATAS	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
3	NOZZLE PENGELUARAN PRODUK GAS	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
2	NOZZLE PEMASUKAN BAHAN BAKU	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
1	MOTOR PENGGERAK	COMERSIAL STEEL
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI



DETAIL BASE PLATE

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA

REAKTOR

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING :

ANASTASIA PRISCILIA 1614903

RINI KARTIKA DEWI, ST. MT.

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat dikendalikan sesuai yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana, dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu. Dengan pertimbangan tersebut perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan proses dan manajemen tentang keselamatan kerja.

7.1 Instrumentasi

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi. Instrumentasi dapat berupa suatu petunjuk atau indikator, perekam atau pengendali (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur atau dikontrol seperti temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan pada suatu alat.

Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Dengan adanya instrumentasi yang memadai, maka bagian-bagian dari pabrik yang penting memerlukan pengendalian operasi/proses. Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang di atas papan instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan di dalam suatu ruang kontrol pusat (*control room*) yang dihubungkan dengan bangsal peralatan (kontrol otomatis)

Beberapa variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh instrumen adalah:

1. Variabel utama

seperti temperatur, tekanan, laju alir dan level cairan.

VII-2

2. Variabel tambahan

seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Tujuan pemasangan instrumentasi adalah :

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

Banyak pertimbangan yang harus dilakukan dalam pemilihan instrumen agar alat tersebut dapat berfungsi sesuai yang diharapkan. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

1. Jenis instrumentasi.
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran.
3. Ketelitian yang diperlukan.
4. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses.
5. Faktor ekonomi.

Pada pra rencana pabrik asam benzoat ini, instrumen yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual maupun secara otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja tetapi instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan secara manual. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah :

a. Indikator

Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

b. Controller

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

Dengan adanya instrumen diharapkan proses akan bekerja sesuai dengan yang diharapkan. Instrumen yang digunakan pada pra rencana pabrik asam benzoat ini adalah :

a. Temperatur Controller (TC)

Adalah alat/instrumen yang digunakan sebagai alat pengatur suhu atau pengukur sinyal mekanis atau listrik. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur jumlah material proses yang harus ditambahkan/dikeluarkan dari dalam suatu proses yang sedang bekerja.

Prinsip kerja :

Rate fluida masuk atau keluar alat dikontrol oleh diafragma valve. *Rate* fluida ini memberikan sinyal kepada TC untuk mendeteksi dan mengukur suhu sistem pada set point.

b. Flow Controller (FC)

Adalah alat/instrumen yang bisa digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur out put dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line.

Prinsip kerja :

Kecepatan aliran diatur oleh *regulating valve* dengan mengubah tekanan *discharge* dari pompa. Tekanan *discharge* pompa melakukan bukaan/tutupan valve dan FC menerima sinyal untuk mendeteksi dan mengukur kecepatan aliran pada *set point*.

c. Pressure Controller (PC)

Adalah alat/instrumen yang dapat digunakan sebagai alat pengatur tekanan atau pengukur tekanan atau pengubah sinyal dalam bentuk gas menjadi sinyal mekanis. Pengatur tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah uap/gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi.

Prinsip kerja :

VII-4

Pressure control (PC) akibat tekanan uap keluar akan membuka/menutup diafragma *valve*. Kemudian *valve* memberikan sinyal kepada PC untuk mengukur dan mendeteksi tekanan pada set point.

d. Level Indikator (LI)

Adalah alat/instrumen yang dipakai untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses.

e. Ratio Control (RC)

Alat ini dipasang untuk menjaga aliran masuk agar sesuai dengan perbandingan bahan yang sudah ditentukan

Hal-hal yang diharapkan dari pemakaian alat-alat instrumentasi adalah:

- Kualitas produk dapat diperoleh sesuai dengan yang diinginkan
- Pengoperasian sistem peralatan lebih mudah
- Sistem kerja lebih efisien
- Penyimpangan yang mungkin terjadi dapat diketahui dengan cepat

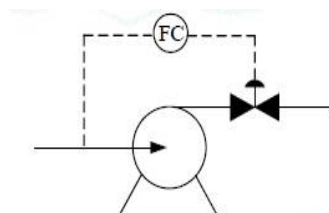
Penempatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 7.1. Alat-alat kontrol yang dipakai pada setiap peralatan

No.	Nama alat	Kode alat	Kode instrumentasi
1	Storage Toluene	F-112	LI
2	Storage Cl ₂	F-113	PC
3	Reaktor I	R-110	LI, PC, FC, TC
4	Destilasi I	D-120	LC, FC
5	Reaktor II	R-130	FC, LI, RC
6	Tangki Pencampur	R-136	LI, FC
7	Destilasi II	D-140	TC, LC, FC
8	Storage HCl	F-157	LI

Jenis-jenis instrumentasi yang digunakan pada pra-rancangan pabrik pembuatan asam benzoat dengan proses benzotrichlorid:

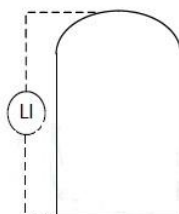
1. Pompa



Gambar 1. Instrumetasi pada pompa

Variabel yang dikontrol pada pompa adalah laju aliran (*flow rate*). Untuk mengetahui laju aliran pada pompa dipasang *flow control* (FC). Jika laju aliran pompa lebih besar dari yang diinginkan maka secara otomatis katup pengendali (*control valve*) akan menutup atau memperkecil pembukaan katup.

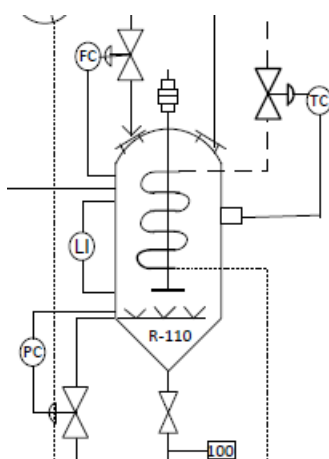
2. Tangki cairan



Gambar 2. Instrumentasi tangki cair

Instrumentasi pada tangki cairan mencakup *level indicator* (LI) yang berfungsi untuk menunjukkan tinggi cairan didalam tangki.

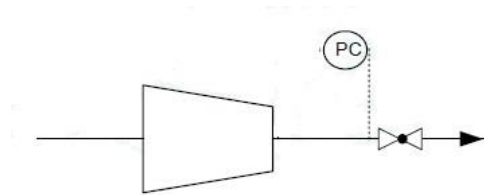
3. Reaktor



Gambar 3. Instrumentasi reaktor

Reaktor sebagai alat tempat berlangsungnya reaksi antara bahan-bahan yang digunakan. Dalam pabrik ini, reaktor sebagai tempat terjadinya reaksi antara toluene dan gas klorin. Instrumentasi pada reaktor mencakup pressure controller (PC), temperature controller (TC), flow controller (FC) dan level indicator (LI).

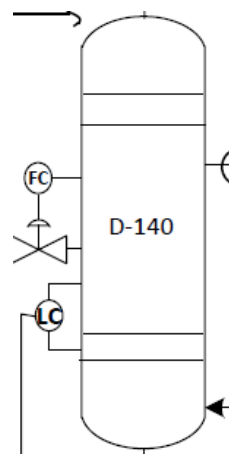
4. Kompresor



Gambar 4. Instrumentasi kompresor

Instrumentasi pada kompresor mencakup *pressure controller* (PC). *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengatur tekanan bahan dalam pipa dengan mengatur bukaan katup aliran bahan.

5. Kolom destilasi



Gambar 5. Kolom destilasi

Instrumentasi pada kolom distilasi mencakup *flow controller* (FC). *Flow controller* (FC) berfungsi untuk mengontrol laju alir feed yang masuk ke kolom destilasi.

7.2 Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawannya. Selain itu juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja. juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam

melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

a. Lingkungan fisik

Meliputi : mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll). Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembelian, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar belakang kerja

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

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

c. Sistem manajemen

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

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

Secara umum pada pra rencana pabrik asam benzoat ini ada 4 macam bahaya yang mungkin dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu :

- a. Bahaya kebakaran dan peledakan
- b. Bahaya mekanik
- c. Pencegahan terhadap bahaya listrik
- d. Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia

a. Bahaya Kebakaran dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan

VII-8

peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh :

1. Terjadi hubungan singkat (korsleting) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, dll.
2. Kebakaran yang terjadi berasal dari utilitas, bengkel, laboratorium, unit proses dan lain – lain.

Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain :

1. Pemasangan pipa air melingkar (water hydrant) di seluruh areal pabrik.
2. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau di setiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
3. Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
4. Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
5. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
6. Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

b. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah :

1. Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.

2. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
3. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa

c. Pencegahan terhadap bahaya listrik

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

d. Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta di lingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk.

VII-10

Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (World Health Organization) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.

Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti terlihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik asam benzoat.

No.	Alat pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Laboratorium, ruang proses
2.	Helm pengaman	Gudang, ruang proses
3.	Sarung tangan	Gudang, ruang proses
4.	Sarung karet	Gudang, ruang proses, laboratorium
5.	Isolasi panas	Utilitas(<i>reboiler</i>), ruang proses(<i>reaktor&heater</i>)
6.	Pemadam kebakaran	Semua ruang di areal pabrik

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rancang Pabrik Asam Benzoat yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air umpan boiler, air sanitasi, air pendingin, air proses dan air untuk pemadam kebakaran
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi
- Air sebagai media pendingin
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan
- Bahan bakar untuk pengoperasian boiler dan generator.

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

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

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

8.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, direncanakan menggunakan air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak-bak penampung air yang selanjutnya diproses untuk keperluan air pendingin, air boiler, air proses dan air sanitasi.

8.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembutan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rancang Pabrik Asam Benzoat ini digunakan pada Heater dan Reboiler sebesar 5915,3742 kg/jam. Air umpan boiler disediakan berlebih sebesar 20% untuk mengganti steam yang hilang karena adanya kebocoran transmisi.

Air yang dipakai untuk membuat steam harus memenuhi beberapa persyaratan, yaitu tidak boleh menimbulkan buih, *priming*, *carry over*, kerak (*scale*), korosi pada pipa-pipa dan *caustic imbrittlement*. Bahan-bahan yang dapat menyebabkan beberapa hal tersebut adalah kadar *soluble matter* yang tinggi, *suspended solid*, garam-garam Ca dan Mg, silica, sulfat, asam bebas (*free acid*) dan oksida serta *organic matter*.

Persyaratan air umpan boiler sangat tergantung dari macam atau jenis boilernya. Persyaratan tersebut seperti yang terlihat pada table 8.1 dan table 8.2.

Tabel 8.1. Persyaratan kandungan bahan dalam air boiler, pada beberapa tekanan boiler

Parameter	Tekanan Boiler (psig)			
	0-150	150-250	250-400	>400
<i>Turbidity</i>	20	10	5	1
<i>Color</i>	80	40	5	2
<i>Oxigen consumed</i>	15	10	4	3
<i>Dissolved oxygen (O₂)</i>	1,5	0,1	0	0
<i>Hydrogen sulfide (H₂S)</i>	5	3	0	0
<i>Total hardness (CaCO₃)</i>	80	40	10	2
<i>Sulfite carbonate ratio (Na₂SO₄:Na₂CO₃)</i>	1:1	2:1	1:1	1:1
<i>Aluminium oxide (Al₂O₃)</i>	5	0,5	0,05	0,01
<i>Silica (SiO₂)</i>	40	20	5	0
<i>Bicarbonate (HCO₃⁻)</i>	50	30	5	0
<i>Carbonate (CO₃⁻)</i>	200	100	40	20
<i>Hydroxide (OH⁻)</i>	50	40	30	15
<i>Total solid</i>	3000-500	2500-500	1500-100	50
<i>Minimum pH</i>	8,0	8,4	8	96

Tabel 8.2. Persyaratan kandungan bahan dalam air boiler, pada beberapa tekanan boiler

Tekanan (psia)	Total Dissolved Solid (ppm)	Alkalinity (ppm)	Hardness (ppm)	Silika (ppm)	Turbidity (ppm)	Oil (ppm)	PO ₄ Residu (ppm)
0-300	3500	700	0	100-60	175	7	140
301-405	3000	600	0	60-45	150	7	120
451-600	2500	500	0	45-35	125	7	100
601-750	2000	400	0	35-25	100	7	80
751-900	1500	300	0	25-15	75	7	60
901-1000	1250	250	0	15-12	63	7	50
1001-1500	-	200	0	12-2	50	7	40

Selain harus memenuhi persyaratan diatas air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, maka air umpan boiler harus dikendalikan agar tidak menimbulkan masalah melalui:

1. Pengendalian priming

Priming adalah keluarnya air dengan keras bersama-sama uap secara tiba-tiba dari boiler yang terjadi karena ketinggian air didalam boiler yang dapat merusak mesin atau turbin. Pada dasarnya priming dapat disebabkan oleh bahan kimia yang terkandung dalam air boiler dan masalah mekanis, yaitu:

- a. Ketinggian air didalam boiler yang terlalu tinggi
- b. Konsentrasi bahan kimia didalam air boiler yang terlalu tinggi
- c. Kotoran yang dapat menaikkan tegangan muka cairan
- d. Pembukaan katup (valve) uap yang terlalu cepat.

Pencegahan terjadinya priming yang disebabkan masalah mekanis, dapat dilakukan dengan cara :

- a. Desain boiler yang tepat
- b. Menjaga ketinggian air didalam boiler
- c. Membuat metode penyalan yang tepat
- d. Menjaga jangan sampai terjadi over loading
- e. Menjaga perubahan kondisi boiler yang terlalu mencolok
- f. Menjaga steam storage diatas air (water level) harus tepat
- g. Mengatur kecepatan uap air (steam) seaktu keluar dari boiler.

Jika priming yang terjadi disebabkan oleh kandungan bahan kimia, maka perlu dilakukan pengendalian kandungan solid yang ada didalam air boiler tersebut.

2. Pengendalian carry over

Carry over terjadi karena zat padat yang terkandung didalam air boiler terikut air atau steam keluar boiler dan mengendap pada pipa-pipa uap, valve, mesin atau turbin. Padatan ini akan merusak sudut-sudut turbin dan pelumas mesin. Selain itu

akibat pemanasan, zat padat tadi akan timbul dan menempel pada metal dan adanya pemanasan lanjut akan menyebabkan lepas sehingga akan membawa sebagian dari besi yang ditempel padatan tersebut. Penyebab terjadinya carry over bisa disebabkan persoalan mekanis atau kimia. Apabila persoalannya masalah mekanis, bisa disebabkan oleh *deficiency* pada *boiler design*, ketinggian air, penyalaan yang tidak benar, *over loading* dan perubahan kondisi boiler yang mencolok. Untuk mencegah hal tersebut *boiler design* harus tepat. Apabila masalahnya disebabkan oleh bahan kimia maka yang perlu diperhatikan adalah pengendalian kandungan bahan padat didalam air boiler.

3. Pengendalian kerak atau endapan

Kerak atau endapan yang melekat atau berupa lumpur didalam boiler disebabkan, karena adanya garam-garam Ca^+ dan Mg^+ , yang dapat menyebabkan terjadinya:

- a. Isolasi panas atau panas dari bahan bakar terhalang sehingga efisiensi panas pembakaran rendah
- b. Suatu saat kerak tersebut pecah sehingga air berhubungan langsung dengan dinding boiler yang dapat menimbulkan kebocoran akibat boiler mendapat tekanan yang kuat.

Bentuk-bentuk kerak, antara lain :

- a. Sludge (lumpur), yaitu kerak yang tidak terlalu banyak mengganggu terhadap perpindahan panas, biasanya kerak ini dapat dikurangi dengan blow-down.
- b. Kerak yang menempel kuat pada dinding boiler, yaitu kerak yang sukar dibersihkan. Ada 2 macam kerak tipe ini, yaitu :
 - Kerak porous, yaitu kerak yang berlubang-lubang atau tidak massif. Kerak ini sangat merusak boiler disebabkan didalam kerak tersebut bisa mengurung steam, yang dapat menyebabkan terjadinya gelembung-gelembung yang akan merusak dinding boiler karena terjadi kelewat panas.
 - Kerak padat (solid), yaitu kerak yang lebih padat dibandingkan dengan kerak porous. Dibandingkan dengan kerak porous, daya rusak kerak padat lebih kecil.

4. Pengendalian korosi

Air umpan boiler dapat menyebabkan korosi pada dinding ketel karena air umpan boiler yang masih bersifat asam atau mengandung bahan terlarut seperti gas, bikarbonat bahan organik atau minyak.

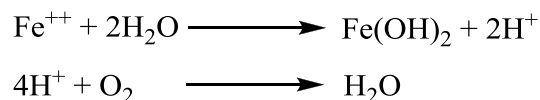
a. Keasaman atau pH

Apabila air umpan boiler masih bersifat asam, maka ion hydrogen yang cukup besar akan melapisi permukaan metal sehingga akan menimbulkan gas yang akan meninggalkan permukaan metal yang dapat menyebabkan korosi.

b. Oksigen

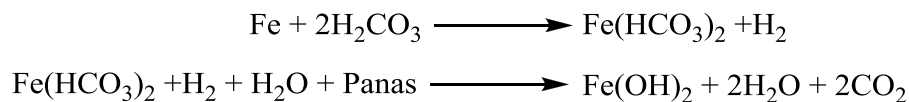
Adanya oksigen yang terlarut akan menyebabkan terjadinya korosi, dengan cara:

- Oksigen akan mengoksidasi ferrohidroksida ($\text{Fe}(\text{OH})_2$) menjadi ferrihidroksida ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) yang akan larut didalam air.
- Oksigen akan bereaksi dengan hydrogen ion yang terjadi karena adanya reaksi Fe^{++} dengan air, dan akan melapisi permukaan metal sehingga terjadi korosi.



c. Bikarbonat

Adanya bikarbonat didalam air umpan boiler akan menyebabkan terjadinya CO_2 karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam ini perlahan-lahan akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Garam bikarbonat ini dengan pemanasan akan membentuk CO_2 kembali. Selanjutnya CO_2 akan bereaksi kembali dengan air membentuk asam. Keadaan ini akan berjalan terus menerus sehingga bisa merupakan siklus.



d. Gas

Gas H_2S , SO_2 dan NH_3 dapat menyebabkan korosi tapi tidak separah yang disebabkan oleh gas O_2 atau CO_2 .

e. Bahan organik

Terdapatnya bahan organik didalam air umpan boiler yang berupa asam organik akan menyebabkan terjadinya korosi pada dinding ketel.

f. Oli dan lemak

Oli dan lemak didalam air umpan boiler yang berasal dari minyak bumi, binatang dan tumbuh-tumbuhan akan menghasilkan asam organik dan glycerine. Asam organik akan bereaksi dengan besi yang kadang-kadang bisa membentuk CO_2 sehingga akan menyebabkan terjadinya korosi.

Untuk mengendalikan korosi dapat dilakukan dengan cara :

- a. Pengaturan alkalinity dan pembentukan lapisan film dimana pH air umpan boiler diharapkan lebih besar dari 9,5 dan kandungan hidroksida alkalinity kecil. Alkalinity bisa diatur dengan penambahan soda ash (Na_2CO_3), caustic soda (NaOH) dan trisodium phosphate
- b. Untuk menghilangkan kandungan O_2 dapat dilakukan dengan aerasi, sedangkan untuk menghilangkan CO_2 dapat dilakukan dengan pemanasan pendahuluan secara terbuka pada air umpan boiler. Selain itu dapat juga dengan cara penambahan bahan kimia misalnya tannin atau turunan glukosa
- c. Memberikan perlindungan dengan pembentukan film, dengan memakai tannin, turunan lignin atau turunan glukosa
- d. Kalau penyebab korosi karena kondensat, bisa dicegah dengan pemberian senyawa amine atau ammonia.

5. Pengendalian caustic imbrittlement

Salah satu penyebab kerapuhan dinding boiler adalah kandungan NaOH bebas didalam air boiler yang terkonsentrasi pada titik kebocoran dan secara kimia akan menyerang metal tersebut. dengan serangan tersebut akan menimbulkan retakan yang tidak teratur, terutama pada metal yang terkena tekanan. Untuk mengendalikan caustic imbrittlement, perlu dilakukan:

- a. Mencegah kebocoran pada metal yang mengalami tekanan
- b. menambah inhibitor
- c. Mengendalikan alkalinitas hidroksida yang rendah pada air boiler, dengan cara:
 - Mengendalikan pH, dengan menggunakan phosphate, sehingga pH air boiler dapat diketahui dengan melihat endapan trisodium phosphate.
 - Menambahkan bahan kimia, pencegah imbrittlement yaitu lignin, tannin dan sodium nitrat.

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang sudah bebas dari *suspended solid* dan mikrobiologis. Didalam industri, air sanitasi digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, cuci, mandi, taman, mencuci peralatan dan lantai pabrik serta pemadam kebakaran.

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, kantor, taman, pemadam kebakaran dan kebutuhan yang lain dengan persyaratan kualitas air seperti berikut :

1. Syarat fisika

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- Kekeruhan : Lebih kecil dari 1 mg SiO₂/liter
- pH : Netral

2. Syarat kimia

Tabel 8.3. Syarat kimia air sanitasi

No	Parameter	Maksimal Konsentrasi (ppm)
1	Zat terlarut	1000
2	Zat Organik (angka KMNO ₄)	10
3	CO ₂ Agresif	Tidak ada
4	H ₂ S	Tidak ada
5	NH ₄ ⁺	Tidak ada
6	NO ₂ ⁻	Tidak ada
7	SO ₃ ⁻	20
8	Cl ⁻	250
9	SO ₄	250
10	Mg ²⁺	125
11	Fe ²⁺	0,2
12	Mn ²⁺	0,1
13	Ag ²⁺	0,05
14	Pb ²⁺	3,0
15	Cu ²⁺	3,0
16	Zn ²⁺	5,0
17	F ⁻	1-115
18	pH	6,5-9
19	Kesadahan	5-10 D ^o

3. Syarat bakterologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air
- Angka kuman : 100/1 mL
- Bakteri coli, tidak ada dalam 100 mL

8.1.3. Air Pendingin

Air pendingin sebelum digunakan perlu diolah terlebih dahulu, baik yang berasal dari air permukaan ataupun air tanah. Kandungan bahan didalam air akan mempengaruhi sistem air pendingin, sebab bahan-bahan yang terkandung didalamnya akan menimbulkan masalah kerak yang menghambat perpindahan panas. Air pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendingin seperti *condenser* dan *cooler*. Dari total air pendingin yang diperlukan, diberikan faktor keamanan sebesar 20%. Untuk menghemat air pendingin biasanya dilakukan recycle sehingga air pendingin yang perlu disiapkan hanya berupa *make up water* yang jumlahnya diperkirakan 20% dari total kebutuhan air pendingin.

Air pendingin 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 tersebut digunakan pada kondensor dan cooler sebesar 96890,4583 kg/jam. Penggunaan air pendingin diperkirakan 20% dari total kebutuhan air pendingin.

8.1.4. Air Proses

Air proses digunakan untuk keperluan pengambilan kembali produk yang terikut dalam gas. Bahan baku air proses biasanya berasal dari air permukaan atau air tanah, sehingga bahan yang terkandung dalam air baku tersebut antara lain zat terlarut (*soluble material*), *suspense (suspended solid)*, garam-garam Ca dan Mg, silika, sulfat, asam bebas (*free acid*), oksida dan bahan organik (*organic matter*). Dengan kandungan bahan tersebut maka air baku harus diolah sesuai dengan spesifikasi air proses yang akan

digunakan. Karena air proses digunakan dalam pengambilan produk maka spesifikasi air proses perlu disesuaikan dengan peruntukannya, seperti yang terlihat pada table 8.4. Dengan memperhatikan spesifikasi dan jumlah kebutuhannya yang cukup besar maka air proses yang harus disediakan perlu disesuaikan dengan spesifikasi air proses tersebut dan sumber air bakunya, agar dalam proses penjernihan atau pengurangan kandungan bahan terlarutnya tidak membutuhkan biaya yang besar.

Air proses digunakan pada scrubber I, scrubber II dan tangki pencampur yaitu sebesar 41565,3210 kg/jam.

8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Direncanakan steam yang digunakan adalah saturated steam :

- Suhu (T) = 250 °C
- Tekanan (P) = 39 Psia.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organik matter*)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida.

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan :

1. Tidak boleh berbuih (busa)

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

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel sehingga menyebabkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas lebih lanjut.

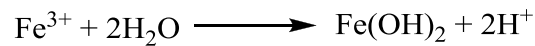
2. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan

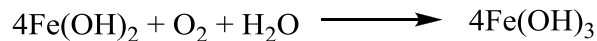
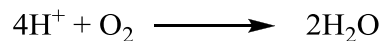
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

3. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak, lemak, bikarbonat, bahan-bahan organik dan gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

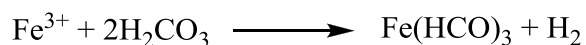


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya hidrokarbon dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 karena pemanasan dan adanya tekanan CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 lagi.

Reaksi yang terjadi :



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Proses pengolahan air sungai tersebut adalah sebagai berikut:

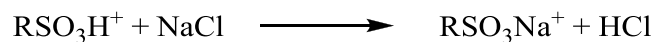
➤ Pengolahan Air Sanitasi

Air sungai dialirkan dengan pompa (L-211) kedalam bak sedimentasi (F-212) untuk mengendapkan kotoran, kemudian dialirkan dengan pompa (L-213) menuju bak skimmer (F-215) untuk memisahkan air dari padatan terapung. Dari bak

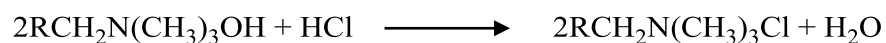
skimmer kemudian dialirkan dengan pompa (L-215 A) menuju clarifier (H-210), kemudian dialirkan ke bak air clarifier (F-216). Kemudian air dialirkan dengan pompa (L-217) menuju tangki sand filter (H-218) untuk menghilangkan partikel-partikel yang masih terkandung yang selanjutnya dialirkan ke bak air bersih (F-219). Dari bak air bersih selanjutnya air dipompa dengan (L-223) menuju bak klorinasi (F-224) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-226) dengan menggunakan pompa (L-225) dan siap untuk dipergunakan untuk air sanitasi.

➤ Pelunakan Air Umpan Boiler

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin RSO_3H^+ dan $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$. Air dari bak penampungan air bersih (F-219) dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Ion Na^+ dalam senyawa NaCl sebagai influent ditukar oleh gugus aktif resin kation (H^+) ion H^+ bertemu dengan ion Cl^- membentuk HCl sehingga air akan bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang dipakai adalah $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$. Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut:



Penukaran ion di kolom penukar anion dimana ion Cl^- pada HCl akan ditukar dengan ion OH^- pada gugus aktif resin membentuk H_2O dimana proses ini disebut dengan proses penukaran dan netralisasi. (Pure Water Care, 2014)

Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-231) ke daerator (D-232) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari daerator air siap diumpankan ke boiler (Q-230) dengan pompa (L-233). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan.

➤ Pengolahan Air Pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, dari bak air bersih (F-219) dipompa ke bak air pendingin (F-242) menggunakan pompa (L-241) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-243). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-240) dan selanjutnya dari cooling tower air di recycle ke bak air pendingin kembali.

➤ **Pengolahan Air Proses**

Dari bak air bersih (L-221) air langsung dialirkan ke alat dengan menggunakan pompa (L-234).

8.3. Unit Penyediaan Listrik

Tenaga listrik didalam Pabrik Asam Benzoat dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya. Kebutuhan tenaga listrik Pabrik Asam Benzoat bisa dipenuhi dengan cara menggunakan generator listrik sebesar 60% untuk menjamin kelancaran produksi, sedangkan 40% dibantu oleh PLN. Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Asam Benzoat adalah 698,465 kWh.

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik yaitu boiler dan generato. Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositanya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Asam Benzoat ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengelolaan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan.

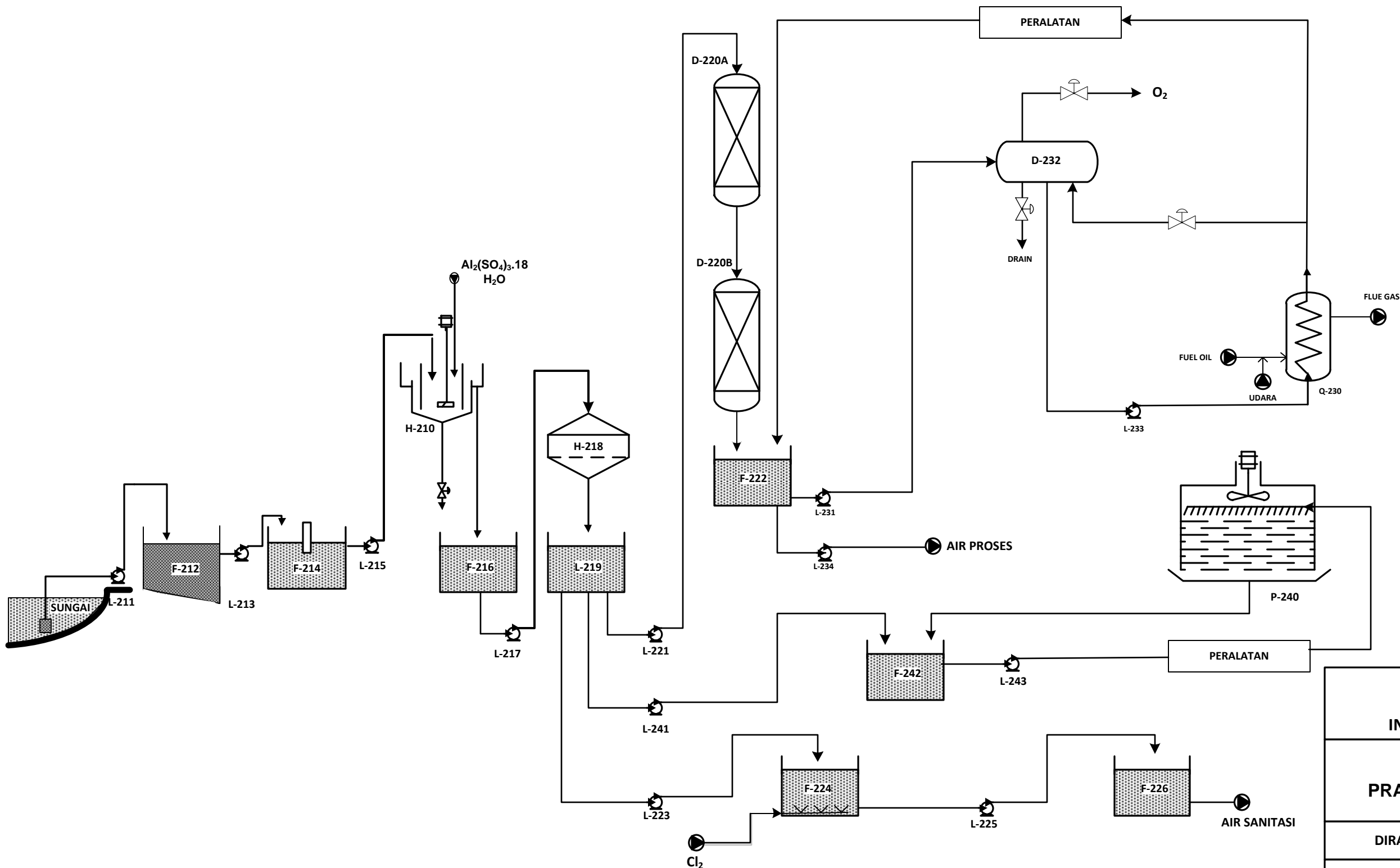
Limbah yang dihasilkan oleh Pabrik Asam Benzoatoat adalah :

a. Limbah Cair

Limbah yang keluar dari reaktor berupa gas HCl yang ditangkap oleh air di scrubber untuk dijual kembali sebagai larutan HCl.

b. Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan berasal dari Scrubber di tampung dalam gas holder. Sedangkan gas hasil pembakaran bahan bakar yang digunakan pada unit utilitas, untuk mengatasinya, asap yang dihasilkan dilewatkan melalui sebuah cerobong yang cukup tinggi dan disemprotkan dengan air untuk menangkap abu dan gas yang berbahaya, sehingga tidak mengganggu lingkungan dan masyarakat sekitar.



27	L-243	POMPA AIR PENDINGIN KE PERALATAN
26	L-242	BAK AIR PENDINGIN
25	L-241	POMPA AIR PENDINGIN
24	P-240	COOLING TOWER
23	L-234	POMPA AIR PROSES
22	L-233	POMPA AIR BOILER
21	D-232	DEAERATOR
20	L-231	POMPA DEAERATOR
19	Q-230	BOILER
18	F-224	BAK AIR SANITAS
17	L-225	POMPA KE BAK AIR SANITASI
16	F-224	BAK KHLORINASI
15	L-223	POMPA KE BAK KHLORINASI
14	F-222	BAK AIR LUNAK
13	L-221	POMPA AIR BERSIH
12	D-220B	ANION EXCHANGER
11	D-220A	KATION EXCHANGER
10	F-219	BAK AIR BERSIH
9	H-218	SAND FILTER
8	L-217	POMPA CLARIFIER
7	F-216	BAK AIR CLARIFIER
6	L-215	POMPA SKIMMER
5	F-214	SKIMMER
4	L-213	POMPA BAK SEDIMENTASI
3	F-212	BAK SEDIMENTASI
2	L-211	POMPA AIR SUNGAI
1	H-210	CLARIFIER
NO	KODE	NAMA ALAT

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**UNIT PENGOLAHAN AIR
PRA RENCANA PABRIK ASAM BENZOAT**

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING
ANASTASIA PRISCILIA 16.14.903 BUNGA KARTIKA R 16.14.904	RINI KARTIKA DEWI, ST. MT.

BAB IX

TATA LETAK

Pemilihan tata letak pabrik merupakan faktor yang sangat berkaitan erat dengan efisiensi perusahaan ditinjau dari segi ekonomi, sedangkan tata letak peralatan proses merupakan faktor dalam pelancaran operasional pabrik. Oleh karena itu tata letak pabrik dan tata letak peralatan pabrik merupakan dua faktor yang tidak terpisahkan untuk menciptakan lingkungan kerja yang efektif dan efisien sehingga kegiatan operasional pabrik menjadi sangat ekonomis dan menguntungkan. Namun yang tidak kalah pentingnya adalah tersedianya infra struktur yang harus diciptakan oleh pemerintah setempat agar investor menjadi tertarik untuk mendirikan pabrik di daerahnya, sehingga tercipta kawasan industri yang dapat meningkatkan pendapatan asli daerah (PAD).

9.1 Lokasi Pabrik

Faktor utama dan faktor khusus merupakan faktor yang penting menentukan lokasi pabrik yang tepat. Faktor utama, yang meliputi: penyediaan bahan baku, pemasaran(marketing), utilitas(bahan bakar,air dan listrik), keadaan geografis dan masyarakat. Faktor khusus yang meliputi: transportasi, tenaga kerja, buangan pabrik (*waste disposal*), pembuangan limbah,letak serta karakteristik lokasi dan peraturan perundang-undangan

9.1.2 Faktor Utama

a. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan hal yang penting dalam operasional suatu pabrik. Hal tersebut ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku. Tersedianya bahan baku merupakan faktor yang menentukan dimana lokasi pabrik tersebut didirikan. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah:

- Letak sumber bahan baku.
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya.

Bahan baku toluene yang akan digunakan sebagai bahan baku utama di pabrik asam benzoat ini diambil dari PT.TPPI yang terletak di Tuban. Sehingga rencana lokasi pendirian pabrik asam benzoat ini akan didirikan di Tuban, Jawa Timur.

b. Pemasaran (marketing)

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut.

Hal-hal yang harus diperhatikan adalah:

- Tempat produk yang akan dipasarkan.
 - Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang.
 - Pengaruh persaingan yang ada.
 - Jarak pemasaran dari lokasi, dan sarana pengangkutan untuk daerah pemasaran
- Produk asam benzoat akan di pasarkan di dalam negeri salah satunya di pabrik-pabrik makanan yang ada di sekitar Tuban, Surabaya, Gresik dan di beberapa daerah lainnya. Selain itu produk asam benzoat juga akan di ekspor ke beberapa negara diantaranya China, India, Thailand dan beberapa negara lainnya.

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari air, listrik dan bahan bakar.

• Air

Air merupakan kebutuhan yang penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber yaitu air kawasan, air sungai, dan air dari PDAM.

Untuk itu perlu diperhatikan mengenai:

- Kemampuan sumber tersebut untuk memenuhi kebutuhan pabrik.
- Kualitas sumber air yang tersedia.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dipergunakan air sungai Bengawan Solo yang melintasi daerah pabrik asam benzoat ini. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan.

- Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Ada atau tidaknya listrik di daerah tersebut.
- Jumlah listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik.
- Persediaan tenaga listrik di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat diperlukan karena listrik PLN tidak akan selamanya berfungsi dengan baik yang disebabkan pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik. Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan generator atau alat yang menghasilkan panas.

d. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat sangat mendukung iklim industri dalam menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Kesiapan masyarakat setempat untuk berubah menjadi masyarakat industri
- Keadaan geografis yang menyulitkan konstruksi peralatan
- Spesifikasi gempa bumi, banjir, angin topan, dan lain-lain
- Kondisi tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses
- Kemungkinan untuk perluasan di masa yang akan datang

9.1.2 Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti:

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan roda empat
- Jalan/rel kereta api

- Adanya pelabuhan
- Sungai yang dapat dilayari oleh kapal dan perahu

b. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja juga menjadi pendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah:

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang ada.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.

c. Buangan Pabrik

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padat, dengan memperhatikan peraturan pemerintah. Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka ada beberapa hal yang harus diperhatikan:

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul

d. Pembuangan limbah

Pembuangan limbah pabrik perlu diperhatikan mengingat masalah ini sangat berkaitan dengan usaha pencegahan lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik baik berupa bahan: gas, cair maupun padat. Pembuangan limbah harus memperhatikan ketentuan pemerintah atau ketentuan pemerintah daerah setempat.

e. Site dan karakteristik dari Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi ini adalah:

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Apakah termasuk daerah pedesaan atau perkotaan dan harga tanah, karena harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk mendapatkan tanah yang luas sehingga untuk perluasan pabrik

f. Peraturan perundang-undangan

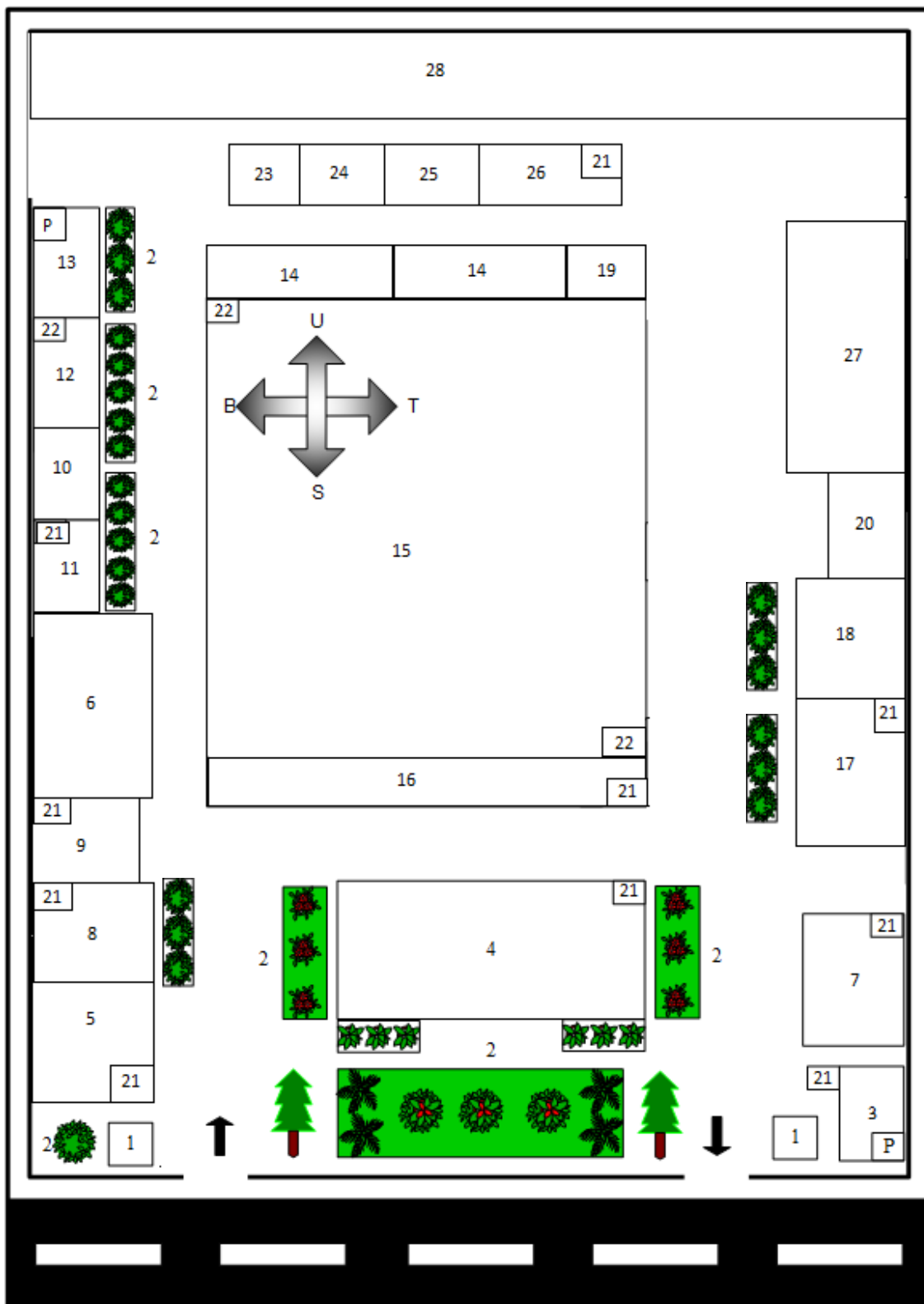
Hal-hal yang perlu ditinjau:

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada.
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut.
- Peraturan perundang-undangan dari pemerintah dan daerah setempat

9.2 Tata ruang pabrik (*master pilot plant*)

Plant layout adalah pembagian ruangan atau luasan pabrik untuk peletakan bangunan dan peralatan pabrik. Bangunan dan peralatan pabrik yang dimaksud adalah storage bahan baku, ruang proses sesudah storage bahan baku sampai bahan jadi atau produk, kantor dan ruang lainnya yang menunjang pada kegiatan pabrik. Peletakan ruangan-ruangan tersebut dimaksudkan agar pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Perencanaan lay out pabrik diatur sedemikian rupa untuk menunjang operasi yang baik, konstruksi yang ekonomis, ruang gerak bagi karyawan yang memadai dan keselamatan kerja bagi karyawan. Beberapa masalah khusus yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tataletak pabrik (plant layout) antara lain :

- Ruang yang cukup agar pekerja dapat bergerak leluasa
- Pergerakan (pemindahan) barang juga leluasa
- Mengurangi jumlah material handling menjadi sedikit dan seefisien mungkin
- Menempatkan bahan mudah terbakar jauh dari ruang proses
- Mengurangi keterlambatan pekerjaan seminimal mungkin
- Bentuk dan kerangka bangunan meliputi tembok dan atap
- Kemungkinan ada perluasan pabrik
- Penanganan bahan buangan pabrik
- Pencegahan dan penanganan bahaya peledakan, kebakaran atau gas berbahaya
- Fondasi bangunan ataupun peralatan proses
- Ventilasi dan penerangan ruangan.



Gambar 9.1. Skema tata letak pabrik asam benzoat dari toluen dan klorin(skala 1:2500 m)

No.	Lokasi
1.	Pos keamanan/penjagaan
2.	Taman
3.	Parkiran tamu
4.	Kantor pusat
5.	Pos penimbangan
6.	Gudang Bahan Baku
7.	Gedungserbaguna (aula)
8.	Perpustakaan
9.	Musholla
10.	Kantin dan kopras
11.	Poliklinik
12.	Pemadam kebakaran
13.	Parkir karyawan
14.	Ruang QC dan QA
15.	Area produksi
16.	Manager Produksi dan Teknik
17.	Departemen Produksi
18.	Departemen Teknik
19.	Ruang kontrol
20.	Laboratorium dan Pengendalian Mutu
21.	Toilet
22.	Bengkel
23.	Generator
24.	Ruang bahan bakar
25.	Ruang boiler
26.	Utilitas
27.	Gudang Produk
28.	Perluasan Lahan

9.3 Lokasi yang dipilih

Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik asam benzoat adalah di daerah Kec.Tuban, Jawa Timur

9.4 Luasan Pabrik

Luasan pabrik perlu dirancang untuk mendapatkan kelancaran produksi dan meminimalkan biaya produksi. Untuk memperkirakan luasan pabrik dapat dimulai dari rangkaian proses yang ada, selanjutnya dengan memperhatikan fasilitas penunjang untuk kelancaran proses kebutuhan ruangan proses dapat diperhatikan. Beberapa fasilitas proses produksi beserta penunjangnya adalah sebagai berikut:

- a. Pos keamanan
- b. Fasilitas untuk bahan baku dan bahan jadi, antara lain: parkir kendaraan besar (truk), penimbangan dan gudang bahan baku
- c. Fasilitas proses produksi, antara alain: ruang proses, laborataorium, litbang,gudang bahan jadi, boiler, unit pengolahan air, pemadam kebakaran, storage bahan bakar, bengkel dan garasi
- d. Perkantoran
- e. Fasilitas umum, dengan fasilitas: parkir kendaraan karyawan, ruang serba guna. Perpustakaan, tailet, musholla, poliklinik dan kantin
- f. Fasilitas tamu,yaitu parkir kendaraan tamu
- g. Lingkungan hidup dengan fasilitas taman
- h. Perluasan taman

Tabel 9.1. Keterangan dan rincian luas pabrik asam benzoat dari toluen

Keterangan dan luas bagian pabrik					
1.	Pos keamanan/penjagaan	Jumlah	Ukuran (m)	Luas	
				m ²	ft ²
2.	Taman				
3.	Parkiran tamu	2	(3,5 x 2,1) × 2	15	161,5
4.	Kantor pusat	10	30 x 10	300	3229,1
5.	Pos penimbangan	1	5 x 3	15	161,5
6.	Gudang Bahan Baku	1	33 x 14	460	4951,3
7.	Gedungserbaguna (aula)	1	10 x 4	40	430,5
8.	Perpustakaan	1	6 x 4	24	258,3
9.	Musholla	1	15 x 10	150	1614,5
10.	Kantin dan kopras	1	10 x 10	100	1076,4
11.	Poliklinik	1	10 x 8	80	861,1
12.	Pemadam kebakaran	1	8 x 5	40	430,5
13.	Parkir karyawan	1	5 x 5	25	269,1
14.	Ruang QC dan QA	1	10 x 5	50	538,2
15.	Area produksi	1	5 x 8	40	430,5
16.	Manager Produksi dan Teknik	1	79 x 62	4899	52731,1
17.	Departemen Produksi	1	100 x 12	1200	12916,4
18.	Departemen Teknik	1	5 x 4	20	215,3
19.	Ruang kontrol	1	100 x 4	400	4305,5
20.	Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	7 x 5	35	376,7
21.	Toilet	8	(2 x 1) × 8	16	1076,4
			(2 x 3) x 6	36	
			(5 x 3) x 3	48	
22.	Bengkel	3	5 x 10	50	538,2
23.	Generator	1	6 x 5	30	322,9
24.	Ruang bahan bakar	1	8 x 6	49	527,4
25.	Ruang boiler	1	5 x 5	25	269,1
26.	Utilitas	1	10 x 15	150	1614,5
27.	Gudang Produk	1	20 x 15	250	2690,9
JUMLAH				8650	92944,11

Berdasarkan dari faktor desain plant layout yang perlu diperhatikan, maka desain pembagian ruangan pabrik harus memperhatikan kebutuhan ruangan agar proses operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar, efektif dan efisien. Untuk lebih jelas kebutuhan luasan pabrik maka setiap luasan ruang proses dan penunjangnya dapat ditabelkan.

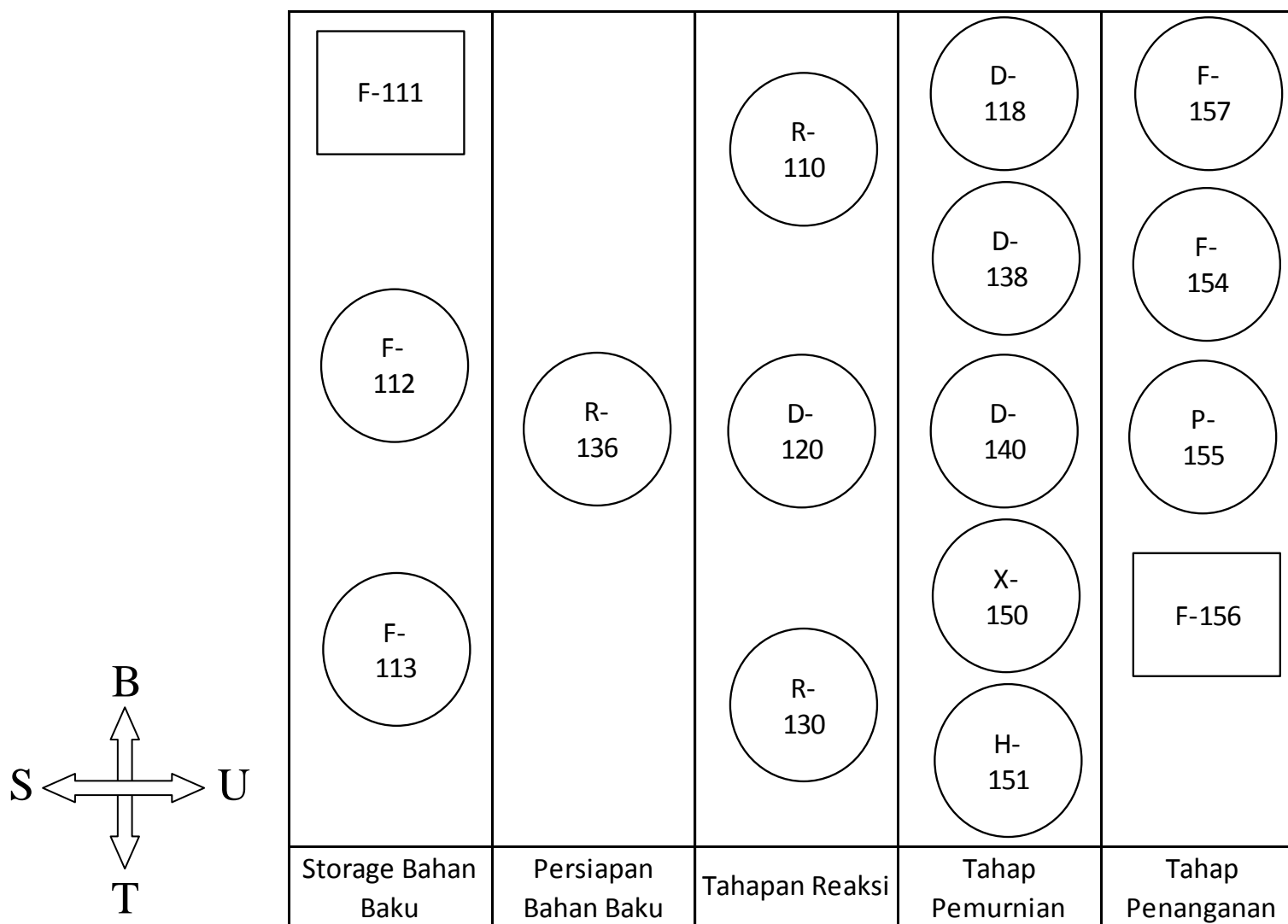
Hasil dari layout, meliputi:

- a. Denah seluruh pabrik termasuk bengkel, kantor, utilitas
- b. Layout lengkap untuk bagian proses, dengan penggambaran denah pada setiap tingkatan lantai
- c. Dalam gambar layout harus sudah jelas cara-cara penerimaan, penyimpanan bahan baku serta cara pengepakan dan pemberangkatan produk.

9.3 Tata letak peralatan proses

Dalam pengaturan peralatan (equipment lay out) pabrik asam benzoat ini ada beberapa faktor yang harus diperhatikan, antara lain:

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- Walaupun dalam ruangan penuh alat, harus diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
- Letak peralatan harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.
- Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 9.2.



Gambar 9.2. Skema tata peralatan pabrik asam benzoat (skala 1:1250 m)

Tabel 9.2. Keterangan skema tata letak peralatan pabrik asam benzoat

Keterangan :

F-111	: Storage Katalis
F-112	: Storage Toulene
F-113	: Storage Cl ₂
R-132	: Tangki Pencampur
R-110	: Reaktor I
D-120	: Distilasi I
D-121	: Reaktor II
D-118	: Scruber I
D-138	: Scruber II
D-140	: Distilasi II
X-150	: Kristalizer
H-151	: Sentrifuse
F-157	: Tangki Penampung HCl
F-154	: Bin Produk
F-155	: Mesin Pengemas
F-156	: Gudang Penyimpanan

BAB X

STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Setiap perusahaan memiliki tujuan utama demi kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik. Dalam pra rencana pabrik asam benzoat untuk mencapai suatu target atau sasaran secara efektif dengan hasil produksi yang besar (memuaskan). Oleh karena itu perlu ditunjang dengan struktur organisasi yang baik. Secara umum organisasi dibuat dalam bentuk struktur untuk menciptakan hubungan atau kerja sama antara departemen yang terjalin dalam suatu kerangka usaha dalam mencapai suatu tujuan. Struktur organisasi mempunyai tugas memberi wewenang pada masing masing perusahaan untuk melaksanakan tugas dan mengatur hubungan struktural antara fungsi maupun antara orang perorang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaannya.

Untuk mencapai hasil produksi yang tinggi, diperlukan elemen dasar yang berfungsi sebagai penunjang dalam menjalankan suatu perusahaan untuk mencapai tujuannya. Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan, unsur-unsur dari elemen dasar tersebut terdiri dari:

- Manusia (*man*)
- Uang (*money*)
- Bahan (*material*)
- Mesin (*machine*)
- Metode (*method*)
- Pasar (*market*)

10.1 Dasar perusahaan

Bentuk perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi pabrik	: Tuban, Jawa Timur
Kapasitas produksi	: 50.000 ton/tahun
Status perusahaan	: Swasta
Modal	: Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN)

10.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik asam benzoat direncanakan akan didirikan bersetatus perusahaan swasta nasional, organisasi pabrik yang banyak digunakan adalah perseroan terbatas (PT), dimana kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham, yang diwakili oleh dewan

komisaris. Pelaksanaan operasi pabrik sehari-hari dilaksanakan oleh direksi dibantu oleh staff pabrik dan kantor (administrasi). Pabrik asam benzoat dirancang berstatus perusahaan swasta nasional dengan bentuk perseroan terbatas (PT), karena:

1. Modal menjadi besar karena berasal dari beberapa orang dan pinjaman dari bank
2. Dari segi badan hukum mempunyai status hukum yang lebih kuat dan lebih diakui dibandingkan dengan badan hukum perusahaan lainnya sehingga mudah dalam peminjaman uang dari bank
3. Apabila terjadi kerugian maka pemegang saham hanya memepertanggungjawabkan sebesar modal awalnya saja dan tidak sampai mengambil kekayaan pribadinya
4. Konflik sebesar apapun yang terjadi dipabrik tidak akan mempengaruhi kegiatan pabrik karena masalah pribadi tidak akan mengganggu kegiatan pabrik

10.3 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi pada pabrik asam benzoat ini adalah sistem garis dan staf karena sistem garis dan staf merupakan suatu organisasi dimana arus wewenang langsung dari wewenang tertinggi ke karyawan melalui beberapa pejabat pada bermacam-macam tingkat manajemen. Model organisasi garis tepat untuk digunakan dalam perusahaan kecil atau sedang dimana dibutuhkan sentralisasi kontrol yang tinggi untuk pengambilan keputusan yang tepat. Kebaikan tipe organisasi garis dan staf, antara lain :

1. Strukturnya sederhana dan mudah dipahami
2. Wewenang dan tanggung jawab untuk posisi jelas
3. Setiap karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang pemimpin
4. Disiplin yang tegas
5. Keputusan dapat diberikan secepat mungkin
6. Setiap karyawan melaksanakan perintah langsung dari pimpinan dengan bebas tanpa kritik sehingga menciptakan kondisi kerja harmonis.

Akan tetapi pada organisasi tipe ini mempunyai beberapa kekurangan, antara lain:

- a. Pimpinan setiap seksi harus bertanggung jawab untuk beberapa tugas dimana pimpinan tersebut kemungkinan tidak mempunyai keahlian dalam semua bidang.
- b. Pimpinan setiap seksi harus mampu mengendalikan para karyawan , mampu menjalankan alat proses, mampu menemukan proses baru, menyarankan kenaikan upah dan melatih karyawan baru.

- c. Pimpinan seksi setiap hari disibukkan oleh bermacam-macam pekerjaan administratif sehingga waktunya banyak disita hanya untuk menyusun rencana.
- d. Sulit untuk membentuk staff tenaga ahli karena problem dipecahkan sendiri.

10.4 Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi (Job Description)

Dengan memperhatikan struktur organisasi garis dan staff, seperti yang terlihat pada gambar 10.1, maka tugas dan tanggung jawab masing-masing bagian, adalah sebagai berikut:

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang bertindak sebagai wakil pemegang saham yang diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS. Apabila melakukan tindakan yang bertentangan dengan anggaran dasar perseroan tersebut. Tugas dewan komisaris antara lain :

- a. Menentukan kebijaksanaan perusahaan
- b. Mengevaluasi dan mengawasi hasil yang diperoleh perusahaan
- c. Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan
- d. Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.

2. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi diperusahaan dimana dalam menjalankan tugas sehari-hari dibantu oleh direktur teknik dan direktur administrasi.

Tugas dan wewenang direktur utama antara lain :

- Melaksanakan policy perusahaan dan mempertanggung jawabkan kepada pemegang saham pada masa akhir jabatannya
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membantu kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
- Memegang dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari RUPS
- Bekerjasama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan umum dalam menjalankan perusahaan

Tugas direktur teknik dan produksi antara lain :

- Bertanggung jawab pada direktur utama pada bidang produksi dan teknik

- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur utama pada bidang keuangan serta pelayanan umum
- Mengkoordinir dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

3. Kepala bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala bagian produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi :

Seksi proses, yang bertugas sebagai :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

Seksi pengendalian, yang bertugas sebagai :

- Mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

Seksi laboratorium, yang bertugas sebagai :

- Mengawasi dan menganalisa mutu serta bahan pembuatan
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bagian pabrik
- Membuat laporan berkala kepada biro produksi

b. Kepala bagian teknik

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan. Kepala bagian teknik membawahi :

Seksi pemeliharaan, yang bertugas sebagai :

- Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan proses

Seksi perawatan, yang bertugas sebagai :

- Merawat, memelihara gedung, taman, dan peralatan proses termasuk utilitas
- Memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi

Seksi utilitas, yang bertugas sebagai :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik

c. Kepala bagian pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi :

Seksi pembelian, yang bertugas sebagai :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan pemasaran
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

Seksi pemasaran, yang bertugas sebagai :

- Merencanakan strategi hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang

d. Kepala bagian umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi :

Seksi personalia, yang bertugas sebagai :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

Seksi humas, yang bertugas sebagai :

- Mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah

Seksi keamanan, yang bertugas sebagai :

- Menjaga semua bagian pabrik dan fasilitas perusahaan

- Mengawasi keluar masuknya orang-orang bahkan karyawan maupun bukan karyawan dilingkungan perusahaan

e. Kepala bagian keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya arus uang dari perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi :

Seksi administrasi, yang bertugas sebagai :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan

Seksi kas, yang bertugas sebagai :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengatur uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan

f. Litbang

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur.

Research and Development membawahi duadepartemen :

- Departemen pemeliharaan
- Departemen pengembangan

Tugas dan wewenang :

- Mempelajari mutu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat-alat pengembang produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran produk kesuatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

g. Kepala regu

Kepala regu adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur para kepala seksi masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala regu bertanggung jawab terhadap kepala seksi masing-masing sesuai dengan seksinya.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.1. Gambar Struktur Organisasi Perusahaan.

10.5 Jadwal Jam Kerja

Pabrik Asam Benzoat ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi, atau yang dikenal dengan istilah shut down. Pengaturan jam kerja harus disesuaikan dengan peraturan pemerintah yaitu jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian yaitu:

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. 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

Pagi 07.30 - 12.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)

Sore 13.00 – 16.30

- Jum'at

Pagi 07.30 – 11.30 (Istirahat : 11.30 – 13.00)

Sore 13.00 – 17.00

b. 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: Laboratorium dan mutu, operator, utilitas, 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 10.1.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

REGU	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan: P = Pagi, S = Siang, M = Malam, L = Libur

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.

10.6 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 adalah :

a. Tunjangan

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

b. 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.

c. Pengobatan

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

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma

- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentif atau bonus.

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif 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.

e. Cuti

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

f. BPJS Ketenagakerjaan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan)

Merupakan program publik yang memberikan perlindungan bagi tenaga kerja untuk mengatasi risiko sosial ekonomi tertentu dan penyelenggaraannya menggunakan mekanisme asuransi sosial. Sebagai Lembaga Negara yang bergerak dalam bidang asuransi sosial BPJS Ketenagakerjaan yang dahulu bernama PT Jamsostek (Persero) merupakan pelaksana undang-undang jaminan sosial tenaga kerja. BPJS Ketenagakerjaan sebelumnya bernama Jamsostek (jaminan sosial tenaga kerja), yang dikelola oleh PT. Jamsostek (Persero), namun sesuai UU No. 24 Tahun 2011 tentang BPJS, PT. Jamsostek berubah menjadi BPJS Ketenagakerjaan sejak tanggal 1 Januari 2014.

Program ini memberikan perlindungan yang bersifat mendasar bagi pegawai jika mengalami risiko-risiko sosial ekonomi dengan pembiayaan yang terjangkau oleh pengusaha dan tenaga kerja. Risiko sosial ekonomi yang ditanggulangi oleh Program Jamsostek terbatas yaitu perlindungan pada :

- Peristiwa kecelakaan
- Sakit
- Hamil
- Bersalin
- Cacat
- Hari tua
- Meninggal dunia

10.7 Pengelolaan dan Tingkat Pendidikan Karyawan.

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Asam Benzoat (gambar 10.1) yaitu sebagai berikut:

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
2. Direktur Teknik dan Produksi : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
3. Direktur Keuangan dan Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi(FIA) dan Sarjana ekonomi Strata 2
4. Sekertaris direktur : Sarjana administrasi
5. Manager
 - a. Plant Manager : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
 - b. Office Manager : Sarjana Ilmu Administrasi(FIA) Strata 2
6. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA), T. Kimia, Ekonomi
7. Kepala Bagian
 - a. Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - c. Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
 - d. Bagian pemasaran : Sarjana ekonomi-manajemen
 - e. Bagian Umum : Sarjana Psikologi Industri
8. Kepala Seksi
 - a. Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Seksi Gudang : (D₃) Teknik Kimia
 - c. Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
 - d. Seksi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - e. Seksi QC. dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (MIPA)

- f. Seksi Penjualan dan Pembelian : Sarjana Ekonomi dan Promotion
 - g. Seksi Humas dan Personalia : Sarjana Psikologi dan Hukum
 - h. Seksi Administrasi Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
 - i. Seksi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
 - j. Seksi Pengendalian : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
 - k. Seksi Logistik : Diploma / SMU / SMK
 - l. Dokter : Sarjana Kedokteran
 - m. Seksi Kebersihan : SLTP
9. Karyawan : Diploma (D₃) SMU / SMK.

10.8 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang ada. Pada pra rencana Pabrik Asam Benzoat, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

- a. Proses Utama
 - 1. Penyiapan bahan baku
 - 2. Tahap Reaksi
 - 3. Tahap Pemisahan
 - 4. Tahap Penanganan Produk
- b. Tahap penambahan atau pembantu
 - 1. Laboratorium
 - 2. Utilitas

Terdapat 6 tahap proses yang membutuhkan tenaga operasional. Dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dan beroperasi dalam 330 hari/tahun, maka kebutuhan karyawan proses yang dapat dihitung adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= (50.000 \text{ ton/th}) / (330 \text{ hari/tahun}) \\
 &= 151,5151 \text{ ton/hari.} \\
 &= 152 \text{ ton/hari.}
 \end{aligned}$$

Dari data diatas, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah 56 orang tiap jam per hari tiap tahap proses. (*fig.6.8 Timmerhaus hal:213, thn 1991, edisi 5*)

Tahap proses sebanyak 6 tahap, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Karyawan Proses} &= 56 \text{ orang} \times 6 \text{ tahap} \\
 &= 336 \text{ orang tiap jam per hari}
 \end{aligned}$$

Dalam satu hari terdapat 3 shift (1 shift = 8 jam), sehingga jumlah karyawan pershift adalah:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Karyawan} &= 336 \text{ orang tiap jam per hari} : 3 \text{ shift/hari} \\ &= 112 \text{ orang tiap jam per shift} \end{aligned}$$

1 shift = 8 jam, sehingga jumlah karyawan per shift adalah:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Karyawan} &= 112 \text{ orang tiap jam per shift} : 8 \text{ jam} \\ &= 14 \text{ orang per shift} \end{aligned}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses keseluruhan} &= 14 \text{ orang hari/shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 56 \text{ orang setiap hari (untuk 4 regu)}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total karyawan} &= \text{Karyawan administrasi \& Karyawan lain} + \text{Karyawan proses} \\ &= 170 + 56 \\ &= 226 \text{ orang} \end{aligned}$$

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2

Tabel 10.2. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja Pabrik Asam Benzoat

No.	Jabatan	Tingkat Pendidikan				
		SMP	SMA	D-3	S-1	S-2
1	Dewan komisaris					2
2	Direktur Utama					1
3	Litbang					2
4	Direktur Produksi & Teknik					1
5	Direktur Keuangan dan Administrasi					1
6	Kepala Bagian Produksi				1	
7	Kepala Bagian Teknik				1	
8	Kepala Bagian Pemasaran				1	
9	Kepala Bagian Keuangan				1	
10	Kepala Bagian SDM				1	
11	Kepala Bagian Umum				1	
12	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan				1	
13	Kepala Seksi Utilitas				1	
14	Kepala Seksi Mutu & Lab				1	

15	Kepala Seksi Pengendalian Proses				1	
16	Kepala Seksi Produksi				1	
17	Kepala Seksi Gudang			1		
18	Kepala Seksi Market & Riset				1	
19	Kepala Seksi Penjualan				1	
20	Kepala Seksi Promosi				1	
21	Kepala Seksi Pembukuan & Keuangan				1	
22	Kepala Seksi Penyediaan & Pembelian				1	
23	Kepala Seksi Ketenagakerjaan				1	
24	Kepala Seksi Personalia				1	
25	Kepala Seksi Humas				1	
26	Kepala Seksi Keamanan				1	
27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan		8	4		
28	Karyawan Seksi Utilitas		12	6		
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab		9	4		
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses		5	3		
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses		32	12		
32	Karyawan Seksi Gudang		6	3		
33	Karyawan Seksi Market & Riset		4	2		
34	Karyawan Seksi Penjualan		4	4		
35	Karyawan Seksi Promosi		4	4		
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuangan		5	4		
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembelian		2	2		
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan		3	3		
40	karyawan Seksi Personalia		2	2		

41	Karyawan Seksi Humas		12	3		
42	Karyawan Seksi Keamanan		10	3		
42	Karyawan Seksi kebersihan	10				
44	Sopir		8			
45	Dokter				1	
46	Perawat			2		
	JUMLAH	10	126	62	21	7
	TOTAL		226			

10.9 Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)

Pabrik Asam Benzoat ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Dewan komisaris	2	25,000,000	50,000,000
2	Direktur Utama	1	18,000,000	18,000,000
3	Litbang	2	10,000,000	20,000,000
4	Direktur Produksi & Teknik	1	15,000,000	15,000,000
5	Direktur Keuangan dan Administrasi	1	10,000,000	10,000,000
6	Kepala Bagian Produksi	1	8,500,000	8,500,000
7	Kepala Bagian Teknik	1	8,500,000	8,500,000
8	Kepala Bagian Pemasaran	1	8,500,000	8,500,000
9	Kepala Bagian Keuangan	1	8,500,000	8,500,000
10	Kepala Bagian SDM	1	8,500,000	8,500,000
11	Kepala Bagian Umum	1	8,500,000	8,500,000
12	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan	1	6,500,000	6,500,000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	6,500,000	6,500,000
14	Kepala Seksi Mutu & Lab	1	6,500,000	6,500,000
15	Kepala Seksi Pengendalian Proses	1	6,500,000	6,500,000
16	Kepala Seksi Produksi	1	6,500,000	6,500,000
17	Kepala Seksi Gudang	1	6,000,000	6,000,000
18	Kepala Seksi Market & Riset	1	6,500,000	6,500,000
19	Kepala Seksi Penjualan	1	6,500,000	6,500,000
20	Kepala Seksi Promosi	1	6,500,000	6,500,000
21	Kepala Seksi Pembukuan & Keuangan	1	6,500,000	6,500,000
22	Kepala Seksi Penyediaan & Pembelian	1	6,500,000	6,500,000
23	Kepala Seksi Ketenagakerjaan	1	6,000,000	6,000,000
24	Kepala Seksi Personalia	1	6,000,000	6,000,000
25	Kepala Seksi Humas	1	6,000,000	6,000,000
26	Kepala Seksi Keamanan	1	5,000,000	5,000,000
27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan	4	2,500,000	10,000,000
		8	2,000,000	16,000,000
28	Karyawan Seksi Utilitas	6	2,700,000	16,200,000
		12	2,100,000	25,200,000
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab	4	3,500,000	14,000,000
		9	2,500,000	22,500,000
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses	3	3,500,000	10,500,000

		5	2,500,000	12,500,000
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses	12	3,500,000	42,000,000
		32	2,500,000	80,000,000
32	Karyawan Seksi Gudang	3	2,700,000	8,100,000
		6	2,100,000	12,600,000
33	Karyawan Seksi Market & Riset	2	2,700,000	5,400,000
		4	2,100,000	8,400,000
34	Karyawan Seksi Penjualan	4	2,700,000	10,800,000
		4	2,100,000	8,400,000
35	Karyawan Seksi Promosi	4	2,700,000	10,800,000
		4	2,100,000	8,400,000
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuangan	4	2,700,000	10,800,000
		5	2,100,000	10,500,000
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembelian	2	2,700,000	5,400,000
		2	2,100,000	4,200,000
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan	3	2,700,000	8,100,000
		3	2,100,000	6,300,000
40	karyawan Seksi Personalia	2	2,700,000	5,400,000
		2	2,100,000	4,200,000
41	Karyawan Seksi Humas	3	2,700,000	8,100,000
		12	2,100,000	25,200,000
42	karyawan Seksi Keamanan	3	2,700,000	8,100,000
		10	2,100,000	21,000,000
42	karyawan seksi kebersihan	10	800,000	8,000,000
44	Sopir	8	2,000,000	16,000,000
45	Dokter	1	5,000,000	5,000,000
46	Perawat	2	2,700,000	5,400,000
	JUMLAH	226		819,900,000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Asam Benzoat adalah sebagai berikut :

- Laju Pengembalian Modal (*Return on Investment = ROI*)
- Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time = POT*)
- Titik Impas (*Break Even Point = BEP*)
- *Internal Rate of Return (IRR)*

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu:

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

11.1. Faktor-faktor penentu :

a. *Total Capital Investment (TCI)*

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi.

TCI ini terdiri atas :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

1.1. Biaya Langsung (*Direct Cost*), meliputi :

- Peralatan :
 - Peralatan sesuai diagram alir
 - Suku cadang
 - Peralatan tambahan
 - Biaya inflasi
 - Pajak dan asuransi
 - Modifikasi selama “*start up*”
- Instalasi peralatan :
 - Instalasi sesuai diagram alir
 - Pondasi, isolasi, cat
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Perpipaan terpasang
- Peralatan listrik terpasang
 - Motor, kabel, bahan listrik, dll
- Tanah dan bangunan
 - Proses, perawatan pelayanan.
- Lahan pengembangan

- Fasilitas pelayanan
 - Utilitas (steam, listrik, air)
 - U P L (Unit Pengolahan Limbah)
 - Distribusi dan pengemasan

1.2. Biaya Tak Langsung (*Indirect Cost*)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment* (WCI)

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Gaji dalam waktu tertentu
- c. Supervisi
- d. Utilitas dalam waktu tertentu
- e. Laboratorium
- f. Pemeliharaan
- g. Uang tunai
- h. Patent dan royalty
- i. Pengemasan produk dalam waktu tertentu.

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

b. Total Biaya Produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri atas :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FC)
- Biaya overhead pabrik

2. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri atas :

- Administrasi
- Distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Biaya tak terduga

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variable yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

c. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik Asam Benzoat ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat di www.matche.com

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2022 digunakan persamaan :

$$C_x = C_k \frac{I_x}{I_k} \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, hal. 164})$$

Dimana :

C_x = tafsiran harga saat ini

C_k = tafsiran harga alat pada tahun k

I_x = indeks harga saat ini

I_k = indeks harga tahun k

11.2 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1.	Harga peralatan		Rp.	35,627,457,119
2.	Instrumen dan alat kontrol	20%	Rp.	7,125,491,424
3.	Isolasi	9%	Rp.	3,206,471,141
4.	Perpipaan terpasang	70%	Rp.	24,939,219,983
5.	Listrik terpasang	15%	Rp.	5,344,118,568
6.	Harga FOB (Jumlah 1-5)		Rp.	76,242,758,235
7.	Ongkos angkut kapal	15%	Rp.	11,436,413,735
8.	Harga C dan F (Jumlah 6-7)		Rp.	87,679,171,970
9.	Biaya asuransi	1.0%	Rp.	876,791,719.7
10.	Harga CIF (jumlah 8-9)		Rp.	88,555,963,690
11.	Biaya angkut barang ke plant	15%	Rp.	13,283,394,554
12.	Pemasangan alat	45%	Rp.	16,032,355,704
13.	Bangunan pabrik	70%	Rp.	24,939,219,983
14.	Tanah	6%	Rp.	2,137,647,427
15.	Servis fasilitas	45%	Rp.	16,032,355,704
16.	Biaya langsung DC (Jumlah 10-15)		Rp.	60,980,937,061

- b. Biaya Tak Langsung (IC)
- | | | | |
|-------------------------------|-----|-----|--------------------|
| 17. Engineering dan Supervisi | 15% | Rp. | 24,147,140,559 |
| 18. Ongkos Pemborong | 20% | Rp. | 32,196,187,412 |
| 19. Biaya tak terduga | 15% | Rp. | 0.15 FCI |
| Total Modal Tak Langsung (IC) | | | Rp. 56,343,327,971 |
- c. Fixed Capital Investment (FCI)
- $$FCI = DC + IC$$
- $$= 160,980,937,061 + 56,343,327,971 + 0.15 FCI$$
- $$= Rp255,675,605,921$$
- d. Work Capital Investment (WCI)
- $$WCI = 15\% \times TCI$$
- $$= 15\% \times Rp300,794,830,495$$
- $$= Rp45,119,224,574$$
- e. Total Capital Investment (TCI)
- $$= FCI + WCI$$
- $$= Rp255,675,605,921 + Rp45,119,224,574$$
- $$= Rp300,794,830,495$$
- f. Modal Perusahaan
- | | | | | | |
|---------------------|---|-----|-------|----|-----------------|
| Modal Sendiri (MS) | = | 70% | FCI = | Rp | 178,972,924,145 |
| Modal Pinjaman (MP) | = | 30% | FCI = | Rp | 76,702,681,776 |

11.3 Penentuan Total Production Cost (TPC)

- a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)
- | | | | |
|-----------------------------------|----------|-----|-----------------|
| - Bahan Baku | | Rp. | 713,186,180,861 |
| - Tenaga Kerja | (TK) | Rp. | 9,838,800,000 |
| - Pengawasan Langsung (SP) | 20% (TK) | Rp. | 1,967,760,000 |
| - Utilitas | | Rp. | 66,323,155,391 |
| - Pemeliharaan dan perbaikan (PP) | 10% FCI | Rp. | 25,567,560,592 |
| - Operating Supplies | 15% PP | Rp. | 3,835,134,089 |
| - Laboratorium | 20% TK | Rp. | 1,967,760,000 |
| - Biaya Patent dan Royalti | 5.0% TPC | Rp. | 0.050 TPC |

Biaya Produksi Langsung (DPC)				Rp.	822,686,350,933		
					0.050	TPC	
b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)							
-	Depresiasi alat	10%	FCI	Rp.	25,567,560,592		
-	Depresiasi bangunan	3%	FCI	Rp.	7,670,268,178		
-	Pajak Kekayaan	4%	FCI	Rp.	10,227,024,237		
-	Asuransi	1.00%	FCI	Rp.	2,556,756,059		
-	Bunga bank	12.25%	MP	Rp.	9,396,078,518		
	Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)			Rp.	55,417,687,583		
c. Biaya Overhead Pabrik							
-	Biaya Overhead	70%	TK + SP + PP	=	Rp.	26,161,884,414	
d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences)							
-	Biaya Administrasi	15%	TK+SP+PP	Rp.	5,606,118,089		
-	Biaya distribusi dan pemasaran	3%	TPC	Rp.	3%	TPC	
-	Biaya LITBANG	5%	TPC	Rp.	5%	TPC	
-	Financing	3%	TPC	Rp.	3%	TPC	
	Biaya Pengeluaran Umum (GE)			Rp.	5,606,118,089		
					+	0.11	TPC
e. Biaya Produksi Total (TPC)							
TPC	=	DPC + FC + Biaya Overhead + GE					
	=	Rp 909,872,041,020	+	0.16	TPC		
TPC	=	Rp1,083,181,001,214					
Maka,							
DPC	=	Rp909,872,041,020	+	0.05	TPC		
	=	Rp964,031,091,080.68					
GE	=	Rp 5,606,118,089	+	11.0%	TPC		
	=	Rp 124,756,028,222					

Laba perusahaan

Laba Perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk

$$\begin{aligned}
 \text{Total penjualan} &= \text{Rp } 1,181,842,984,239 \quad (\text{Kapasitas } 100\%) \\
 \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} \quad - \quad \text{Biaya Produksi} \\
 &= \text{Rp } 1,181,842,984,239 \quad - \quad \text{Rp}1,083,181,001,214 \\
 &= \text{Rp}98,661,983,024
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak Penghasilan} &= 30\% \quad \times \quad \text{Laba Kotor} \\
 &= 30\% \quad \times \quad \text{Rp}98,661,983,024 \\
 &= \text{Rp}29,598,594,907
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} \quad - \quad \text{pajak penghasilan} \\
 &= \text{Rp}98,661,983,024 \quad - \quad \text{Rp}29,598,594,907 \\
 &= \text{Rp}69,063,388,117
 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{abt})

$$\begin{aligned}
 C_{Abt} &= \text{Laba kotor} \quad + \quad \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp}98,661,983,024 \quad + \quad \text{Rp}25,567,560,592 \\
 &= \text{Rp}124,229,543,616
 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah Pajak (C_{Aat})

$$\begin{aligned}
 C_{Aat} &= \text{Laba Bersih} \quad + \quad \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp}69,063,388,117 \quad + \quad \text{Rp}25,567,560,592 \\
 &= \text{Rp}94,630,948,709
 \end{aligned}$$

11.4 Analisis Probabilitas

11.4.1 Laju Pengembalian Modal (Rate On Investment = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI seblum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp}98,661,983,024}{255,675,605,921} \times 100\% = 39\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp}69,063,388,117}{\text{Rp}255,675,605,921} \times 100\% \\ &= 27\% \quad \text{dari modal investasi} \\ &= 27\% \quad \times \quad \text{Rp}255,675,605,921 \\ &= \text{Rp}69,063,388,117 \end{aligned}$$

11.4.2 Lama Pengembalian modal (Pay Out Time = POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp}255,675,605,921}{\text{Rp}124,229,543,616} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2.1 \text{ tahun} \\ \text{POT}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp}255,675,605,921}{\text{Rp}94,630,948,709} \\ &= 2.7 \text{ tahun} \end{aligned}$$

11.4.3 Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan samadengan biaya produksi.

a. Biaya tetap (FC)			
Total Biaya Tetap (FC)	=	Rp	55,417,687,583
b. Biaya Variabel (VC)			
Bahan Baku pertahun	=	Rp	713,186,180,861
Biaya Utilitas pertahun	=	Rp	66,323,155,391
Royalties	=	Rp	54,159,050,061
Total Biaya Variabel (VC)	=	Rp	833,668,386,313
c. Biaya Semi Variabel			
Biaya Umum (GE)	=	Rp	124,756,028,222
Biaya Overhead	=	Rp	26,161,884,414
Plant Supplies	=	Rp	3,835,134,089
Pengawasan Laboratorium dan kontrol	=	Rp	1,967,760,000
Buruh pabrik langsung	=	Rp	9,838,800,000
Pengawasan Langsung	=	Rp	1,967,760,000
Pemeliharaan dan Perbaikan	=	Rp	25,567,560,592
Total Biaya Semi Variabel (SVC)	=	Rp	194,094,927,318

d. Harga Penjualan
 S = Rp 1,181,842,984,239

maka,

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{(\text{FC} + 0,3 \text{ SVC})}{(\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC})} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 55,417,687,583 + 0.3 \times \text{Rp}194,094,927,318}{\text{Rp } 1,181,842,984,239 - 0.7 \times \text{Rp}194,094,927,318 - \text{Rp } 833,668,386,313} \times 100\% \\
 &= 53.53\%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 53.5% × 50,000 ton/tahun = 26,764 ton/tahun

Nilai BEP untuk pabrik Asam Benzoat berada di antara nilai 30 – 60 %, maka nilai BEP memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai
sehingga,

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

$$\frac{PB_i}{Rp69,063,388,117} = \frac{100 - 53.53\% - 100\% - 60\%}{100 - 53.53\%}$$

$$PB_i = Rp 44,932,292$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp 44,932,292 + Rp 25,567,560,592 \\ &= Rp 25,612,492,884 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

sehingga,

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - kapasitas]}{[100 - BEP]}$$

$$\frac{PB_i}{Rp69,063,388,117} = \frac{100 - 53.53\% - 100\% - 80\%}{100 - 53.53\%}$$

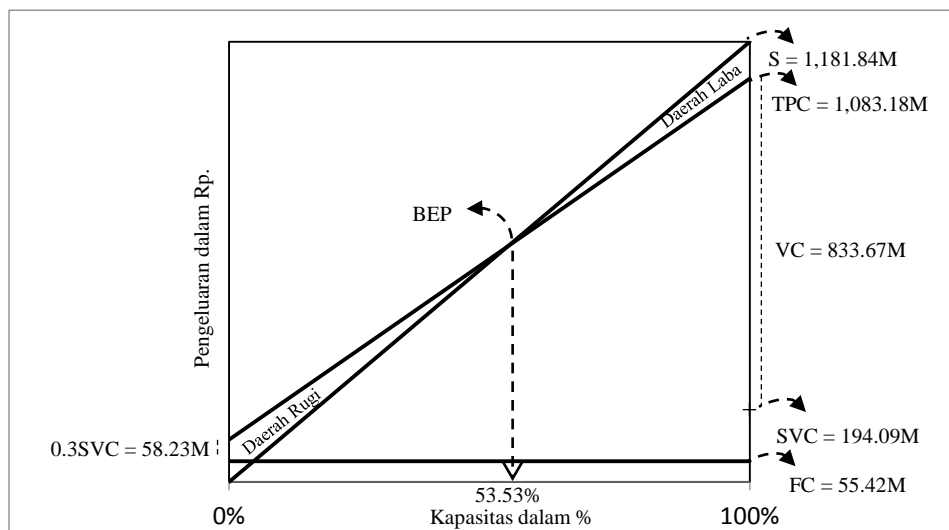
$$PB_i = Rp 25,751,363,017$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$C_A = \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= Rp 183,802,425 + Rp 25,567,560,592$$

$$= Rp 25,751,363,017$$



Gambar 11.1. Break Event Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Asam Benzoat

D. Shut Down Point

Shut down point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0.3SVC}{S - 0.7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 15.23\%$$

Titik shut down point terjadi pada kapasitas penjualan:

$$= 15.23\% \times \text{Rp } 1,181,984,239$$

$$= \text{Rp } 180,003,797,077$$

E. Net Present Value

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah-langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke – 0) untuk masa konstruksi 2 tahun

(tahun ke-1 = 40% dan tahun ke-2 = 60%)

$$C_{A-2} = 40\% \times \text{FCI} \times (1 + i)^2$$

$$= 40\% \times \text{Rp } 255,675,605,921 \times 1.26000625$$

$$= \text{Rp}128,861,144,573$$

$$C_{A-1} = 60\% \times \text{FCI} \times (1 + i)^1$$

$$= 60\% \times \text{Rp}255,675,605,921 \times 1.26$$

$$= \text{Rp } 193,291,716,860$$

$$C_{A0} = -C_{A-1} - C_{A-2}$$

$$= -\text{Rp}193,291,716,860 - \text{Rp } 128,861,144,573$$

$$= -\text{Rp}322,152,861,433$$

Menghitung NPV tiap tahun :

$$\text{NPV} = C_A \cdot F_d$$

Di mana :

$$F_d = \text{faktor diskon} = 1 / (1 + i)^n$$

i = tingkat bunga

C_A = cash flow setelah pajak

n = tahun ke-n

Tabel 11.1. Cash flow untuk NPV selama 10 tahun dengan nilai sisa = 0

Tahun ke -	Cash Flow (C_A)	Fd	NPV
	(Rp)	$i = 12.25\%$	(Rp)
0	-322,152,861,433	1	-322,152,861,433
1	25,612,492,884	0.8909	22,817,365,598
2	25,751,363,017	0.7936	20,437,488,319
3	94,630,948,709	0.7070	66,907,398,672
4	94,630,948,709	0.6299	59,605,700,376
5	94,630,948,709	0.5611	53,100,846,660
6	94,630,948,709	0.4999	47,305,876,757
7	94,630,948,709	0.4453	42,143,320,051
8	94,630,948,709	0.3967	37,544,160,402
9	94,630,948,709	0.3534	33,446,913,498
10	94,630,948,709	0.3149	29,796,804,898
WCI			45,119,224,574
Total			136,072,238,375

Karena harga NPV = (+) maka pabrik benzeneheksaklorida layak untuk didirikan

F. IRR (Internal Rate of Return)

Tabel 11.2. Cash flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C_A)	NPV ₁ (Rp)	NPV ₂ (Rp)
	(Rp)	$i = 0.18$	$i = 0.22$
0	-322,152,861,433	-322,152,861,433	-322,152,861,433
1	25,612,492,884	21,705,502,444	20,993,846,626
2	25,751,363,017	18,494,227,964	17,301,372,626
3	94,630,948,709	57,595,316,895	52,113,915,212
4	94,630,948,709	48,809,590,589	42,716,323,944
5	94,630,948,709	41,364,059,821	35,013,380,282
6	94,630,948,709	35,054,287,984	28,699,492,034
7	94,630,948,709	29,707,023,715	23,524,173,799
8	94,630,948,709	25,175,443,827	19,282,109,671
9	94,630,948,709	21,335,121,887	15,805,007,927
10	94,630,948,709	18,080,611,769	12,954,924,530
WCI		45,119,224,574	45,119,224,574
Total		40,287,550,037	-8,629,090,207

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 + \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\ &= 18 + \frac{40,287,550,037}{40,287,550,037 + 8,629,090,207} \times (0.22 - 0.18) \\ &= 21.3 \% \end{aligned}$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12.25%), maka pabrik Asam Benzoat layak untuk didirikan di daerah Tuban, Jawa Timur.

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan pra rencana Pabrik Asam Benzoat dapat diambil kesimpulan: bahwa rencana pendirian ini adalah cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek:

1. Dari Segi Proses

Proses pembuatan Asam Benzoat dengan dengan proses benzotrichlorid lebih menguntungkan karena dilakukan dalam kondisi suhu dan tekanan yang rendah, sehingga dilihat dari segi keamanan akan terjamin dan dari segi perancangan alat menjadi lebih mudah.

2. Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena:

- Menciptakan lapangan kerja.
- Memberi kesempatan kepada penduduk untuk memperoleh tambahan penghasilan.

3. Dari Segi Lokasi

- Sarana penunjang untuk memperoleh bahan baku sangat memadai yaitu dekat dengan pelabuhan dan jalan raya..
- Sarana penunjang utilitas sangat memadai.

4. Ikut menunjang program pemerintah dalam usaha mewujudkan rencana jangka panjang pemerintah yaitu menjadikan negara Indonesia sebagai negara industri baru yang didukung oleh sektor pangan yang kuat.

5. Dari Segi Perhitungan Ekonomi

Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap pra rencana pabrik Asam Benzoat dengan proses benzotrichlorid pada kondisi operasi yang rendah, dinilai cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut:

- Internal Rate of Return (IRR) = 21,3 %
- Pay Out Time (POT_{BT}) = 2,1 tahun
- Pay Out Time (POT_{AT}) = 2,7 tahun
- Break Event Point (BEP) = 53,53 %
- Return On Invesment (ROI_{BT}) = 39%
- Return On Invesment (ROI_{AT}) = 27%

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. 2015. www.bps.go.id, diakses tanggal 10 Agustus 2017*
- Brownell E. Lloyd, “ *Process Equipment Design*”, John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.
- Geankoplis, Christie, “*Transport Processes and Unit Operations*”, 3rd Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997.
- Hesse, H.C. and Rushton, J.H., “*Process Equipment Design*”, D. Van Nostrand Co, New Jersey, 1981.
- Hugot, E, *Handbook of Cane Sugar Engineering*, Elsevier Publishing Co., Amsterdam, 1960.
- Kern D.Q, “*Process Heat Transfer*”, 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Keyes, “*Industrial Chemicals*”, 2th edition, John Wiley and Sons Inc, New York, 1975.
- Kusnarjo, “*Desain Alat Pemindah Panas*”, Surabaya, 2010
- Kusnarjo, “*Ekonomi Teknik*”, Surabaya, 2010
- Kusnarjo, “*Utilitas Pabrik Kimia*”, Surabaya, 2012
- Perry, Robert H, “*Perry’s Chemical Engineering Handbook*”, 8th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 2008.
- Peter S. and Timmerhause, “*Plant Design and Economic for Chemical Engineering*”, 4th edition, McGraw-Hill, Singapore, 1991.
- Smith, J.M, and Van Ness H.C, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.
- Ulrich D. Gael, “*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*”, John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.

APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

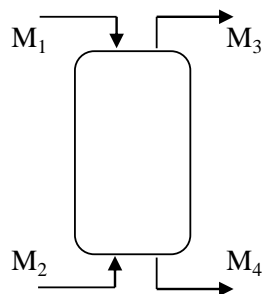
Kapasitas Asam Benzoat direncanakan = 50,000 ton/tahun
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari
 Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam
 Kapasitas produksi Asam Benzoat = $\frac{50,000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$
 = 6313.1313 kg/jam
 Basis perhitungan toluen = 5166.6478 kg/jam

Komponen	Ar		
C	12.0112		
H	1.0080		
Cl	35.4530		
O	15.9990		
Zn	65.3820		
BM C ₆ H ₅ CH ₃	= 92.1418	kg/kmol	BM C ₆ H ₅ CCl ₃ = 195.4769 kg/kmol
BM C ₆ H ₆	= 78.1147	kg/kmol	BM HCl = 36.4610 kg/kmol
BM Cl ₂	= 70.9060	kg/kmol	BM ZnCl ₂ = 136.2880 kg/kmol
BM H ₂ O	= 18.0149	kg/kmol	BM C ₆ H ₅ COOH = 122.12387

Perhitungan Neraca Massa Tiap Alat

1. Reaktor I (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan C₆H₅CH₃ dan Cl₂ menjadi C₆H₅CCl₃



$T = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 373.15 \text{ K}$
 $P = 1.4 \text{ atm} = 1064 \text{ mmHg}$

Keterangan :

M₁: Aliran toluene masuk reaktor I

M₂: Aliran Cl₂ masuk reaktor I

M₃: Aliran komponen gas keluar reaktor menuju scrubber I

M₄: Aliran komponen keluar reaktor menuju kolom distilasi I

Komposisi bahan baku :

1. Toluene

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 99.50\% = 99.5\% \times 5166.6478 = 5140.8146 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 0.50\% = 0.5\% \times 5166.6478 = 25.8332 \text{ kg/jam}$$

2. Klorin = 5166.6478 kg/jam

$$\text{Cl}_2 = 99.70\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.30\%$$

Diketahui = Yield 75% - 80% , asumsi yield = 80%

konversi = 96%

Bahan Baku

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 99.50\% \times \frac{5166.6478 \text{ kg/jam}}{92.1418 \text{ kg/kmol}} = 55.7924 \text{ kmol}$$

a. Aliran komponen masuk reaktor

Komponen	BM	M ₁	
		kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	55.7924	5140.8146
C ₆ H ₆	78.1147	0.3307	25.8332
		M ₂	
Cl ₂	70.9060	167.3773	11868.0521
H ₂ O	18.0149	1.9823	35.7113
Jumlah		223.5004	17070.4112

b. Perhitungan aliran keluar reaktor

Reaksi =	C ₆ H ₅ CH ₃	+	3 Cl ₂	$\xrightarrow{96.00\%}$	C ₆ H ₅ CCl ₃	+	3 HCl
Mula-mula =	55.7924		167.3773				
Reaksi =	53.5607		160.6821707		53.5607		160.6822
Sisa =	2.2317		6.6951		53.5607		160.6822

Komposisi bahan keluar reaktor:

Komponen	BM	M ₃ menuju Scruber I	
		kmol/jam	kg/jam
HCl	36.4610	160.6822	5858.6278
C ₆ H ₆	78.1147	0.3307	25.8332
Cl ₂	70.9060	6.6951	474.7221
H ₂ O	18.0149	1.9823	35.7113
		M ₄ menuju Distilasi I	
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	2.2317	205.6326
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	53.5607	10469.8842
Jumlah		225.4827	17070.4112

Neraca Massa Reaktor (R-110)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁		M₃ menuju Scruber I	
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	HCl	5858.6278
C ₆ H ₆	25.8332	C ₆ H ₆	25.8332
Jumlah	5166.6478	Cl ₂	474.7221
M₂		H ₂ O	35.7113
Cl ₂	11868.0521	Jumlah	6394.8944
H ₂ O	35.7113	M₄ menuju Distilasi I	
Jumlah	11903.7634	C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326
		C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842
		Jumlah	10675.5168
Total	17070.4112	Total	17070.4112

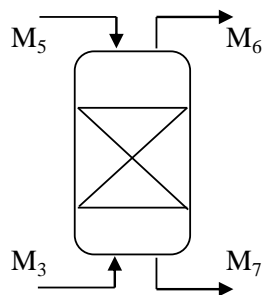
2. Scruber I (D-123)

Fungsi : Untuk menyerap HCl

Dengan kondisi

P = 1.0 atm

T = 30 °C



Keterangan :

M₃ : Aliran gas masuk scruber I

M₅ : Aliran air masuk scruber I

M₆ : Aliran gas yang tidak diserap scruber I

M₇ : Aliran komponen liquid yang diserap scruber I

Tekanan Operasi scruber : 1.0 atm 760.00 mmHg

Suhu : 30.0 °C 303.1500 K

a. Komposisi gas masuk scruber

Komponen	BM	M ₃	
		kmol/jam	kg/jam
HCL	36.4610	160.6822	5858.6278
C ₆ H ₆	78.11472	0.3307	25.8332
Cl ₂	70.9060	6.6951	474.7221
H ₂ O	18.0149	1.9823	35.7113
Jumlah		167.7080	6394.8944

dari data kelarutan Perry tabel 2 diperoleh :

Komponen	Massa (kg/jam)	Kelarutan pada 30°C		Kebutuhan Air (kg/jam)
		g komponen	g H ₂ O	
HCL	5858.6278	67.3000	100.0000	8705.2419
C ₆ H ₆	25.8332	0.1790	100.0000	14431.9772
Cl ₂	474.7221	5.8560	100.0000	8106.5930
H ₂ O	35.7113	100.0000	100.0000	35.7113
Total				31279.5234

Komponen yang diserap scruber

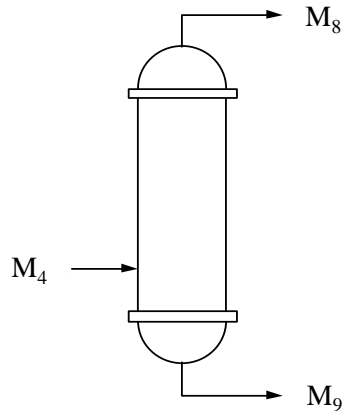
Komponen	diserap scruber		tidak diserap scruber	
	%	kg/jam	%	kg/jam
HCL	99.00%	5800.0415	1.000%	58.5863
C ₆ H ₆	99.00%	25.5749	1.000%	0.2583
Cl ₂	99.00%	469.9749	1.000%	4.7472
H ₂ O	100.00%	35.7113	0.000%	0.0000

Neraca Massa Scruber			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₃ dari reaktor I		M₆ keluar scruber I menuju pengolahan limbah	
HCL	5858.6278	HCL	58.5863
C ₆ H ₆	25.8332	C ₆ H ₆	0.2583
Cl ₂	474.7221	Cl ₂	4.7472
H ₂ O	35.7113	Jumlah	63.5918
Jumlah	6394.8944	M₇ keluar scruber I tangki penampung HCL	
M₅ masuk scruber I		HCL	5800.0415
H ₂ O	31279.5234	C ₆ H ₆	25.5749
Jumlah	31279.5234	Cl ₂	469.9749
		H ₂ O	31315.2346
		Jumlah	37610.8259
Total	37674.4178	Total	37674.4178

3. Kolom Destilasi I (D-120)

Fungsi : Untuk memisahkan $C_6H_5CCl_3$ dari $C_6H_5CH_3$

$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$



Keterangan:

M_4 : Aliran komponen dari reaktor masuk kolom distilasi I

M_8 : Aliran produk atas keluar kolom destilasi menuju waste

M_9 : Aliran produk bawah keluar kolom destilasi menuju reaktor II

a. Aliran bahan masuk kolom destilasi

Komponen	BM	M_4		Jumlah
		kmol/jam	kg/jam	
$C_6H_5CH_3$	92.1418	2.2317	205.6326	205.6326
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	53.5607	10469.8842	10469.8842
Jumlah	287.6187	225.4827	10675.5168	10675.5168

Data titik didih komponen

$C_6H_5CH_3 = 110.8 \text{ } ^\circ\text{C}$

$C_6H_5CCl_3 = 220.8 \text{ } ^\circ\text{C}$

Untuk menentukan HK dan LK ditentukan dari beban destilasi terendah

Diperoleh beban destilasi terendah $= \frac{D}{\Delta T} = 0.7498$ (Kusnarjo, 2010)

Sehingga ditentukan $C_6H_5CH_3$ sebagai Light key, dan $C_6H_5CCl_3$ sebagai heavy key

Asumsi $C_6H_5CCl_3$ (Heavy key) yang keluar sebagai destilat sebesar 0.01% dan

$C_6H_5CH_3$ yang terikut ke bottom sebesar 0.01%

$$F = D + B$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + B \cdot X_B$$

Komponen	M ₅		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X _F	kmol/jam	X _D	kmol/jam	X _B
C ₆ H ₅ CH ₃	2.2317	0.0400	2.2315	0.9976	0.0002	0.0000
C ₆ H ₅ CCl ₃	53.5607	0.9600	0.0054	0.0024	53.5554	1.0000
Jumlah	55.7924	1.0000	2.2368	1.0000	53.5556	1.0000

Komponen	BM	Destilat		Bottom	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	2.2315	205.6120	0.0002	0.0206
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	0.0054	1.0470	53.5554	10468.8372
Jumlah	287.6187	2.2368	206.6590	53.5556	10468.8578

b. Menentukan suhu Buble Point dan Dew Point pada kolom destilasi D-120

Untuk mendapatkan komponen yang cocok untuk proses destilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error terhadap kondisi operasi dengan menggunakan persamaan 11.5a-11.5b (Coulsen dan Richardson).

$$x_i = \sum [y_i / K_i]$$

$$y_i = \sum [K_i \cdot x_i]$$

16.0137	3096.52	-53.67
20.917	5224.15	-28.67

Persamaan Antoine

Komponen	Antoine		
	A	B	C
C ₆ H ₅ CH ₃	16.4317	3355.5341	-41.323
C ₆ H ₅ CCl ₃	16.1923	4151.4226	-52.356

Maka diperoleh secara keseluruhan sebagai berikut:

Perhitungan temperatur pada feed:

Buble point = 199.5339 °C

Dew point = 211.8368 °C

Perhitungan temperatur pada destilat

Buble point = 110.7098 °C

Dew point = 112.1268 °C

Perhitungan temperatur pada bottom

Buble point = 213.4929 °C

Dew point = 213.4875 °C

Hasil perhitungan trial dan error untuk buble point dengan sistem multi komponen untuk feed, destilat dan bottom dapat dilihat pada table dibawah ini:

Menentukan suhu bubble point pada feed kolom destilasi

$$P_i^{\text{sat}} = 760.0 \text{ mmHg}$$

$$T = 199.5339 \text{ } ^\circ\text{C} = 472.6839 \text{ K}$$

Komponen	x_F	P^{sat}	K_i	$y_i = K_i \cdot x_F$	$P^{\text{sat}} \cdot x_F$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0400	5725.878	7.534	0.3014	229.0351
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.9600	553.1729	0.7279	0.6987	531.0460
Jumlah	1			1.0	760

Menentukan suhu dew point pada feed kolom destilasi

$$P_i^{\text{sat}} = 760.0 \text{ mmHg}$$

$$T = 211.8368 \text{ } ^\circ\text{C} = 484.9868 \text{ K}$$

Komponen	x_F	P^{sat}	K_i	$x_i = y_F / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0400	7104.3533	9.3478	0.0043	30.4000
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.9600	732.553	0.964	0.9960	729.6000
Jumlah	1			1.0	760

Menentukan suhu bubble point destilat kolom destilasi

$$T = 110.7098 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.8598 \text{ K}$$

Komponen	x_D	P^{sat}	K_i	$y_i = K_i \cdot x_D$	$P^{\text{sat}} \cdot x_D$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.9976	762	1.0023	0.9999	759.8917
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0024	39.2244	0.0516	0.0001	0.0939
Jumlah	1			1.0	760

Menentukan suhu dew point destilat kolom destilasi

$$T = 112.1268 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.2768 \text{ K}$$

Komponen	y_D	P^{sat}	K_i	$x_i = y_D / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.9976	793.0843	1.0435	0.9560	758.1802
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0024	41.372	0.054	0.0440	1.8198
Jumlah	1			1.0	760

Menentukan bubble point pada bottom kolom destilasi

$$T = 213.4929 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.6429 \text{ K}$$

Komponen	x_B	P^{sat}	K_i	$y_i = K_i \cdot x_B$	$P^{\text{sat}} \cdot x_B$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	7307.0150	9.6145	0.0000	0.0304
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	1.0000	759.8557	0.9998	0.9998	759.8525
Jumlah	1			1.000	760

Menghitung dew point pada bottom kolom destilasi

$$T = 213.4875 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.6375 \text{ K}$$

Komponen	y_B	P^{sat}	K_i	$x_i = y_B / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	7306.3573	9.6136	0.0000	0.0032
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	1.0000	759.767	1.000	1.0003	759.9968
Jumlah	1			1.0	760

Menghitung minimum stage kolom destilasi

$$\alpha_{ij} = P_i^{\text{sat}} / P_j^{\text{sat}}$$

$$\alpha_{LD} = 19.1697$$

$$\alpha_{LB} = 9.6166$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD}\alpha_{LB}}$$

$$\alpha_{L,av} = 13.5774$$

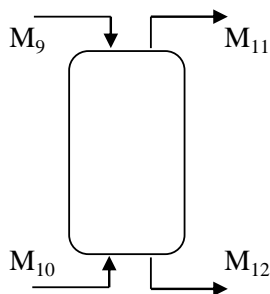
$$N_m = \frac{\log[(x_{LD}D / x_{HD}D)(x_{HB}B / x_{LB}B)]}{\log \alpha_{L,av}}$$

$$N_m = 2.4368$$

Neraca Massa Destilasi (D-120)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M ₄ dari Reaktor I		M ₈ ke Waste	
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326	C ₆ H ₅ CH ₃	205.6120
C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842	C ₆ H ₅ CCl ₃	1.0470
Jumlah	10675.5168	Jumlah	206.6590
		M ₉ ke Reaktor II	
		C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206
		C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372
		Jumlah	10468.8578
Total	10675.5168	Total	10675.5168

4. Reaktor II (R-130)

Fungsi : Untuk mereaksikan C₆H₅CCl₃, H₂O, dan katalis ZnCl₂ menjadi C₆H₅COOH dan HCl



$$T = 130 \text{ } ^\circ\text{C} = 403.15 \text{ K}$$

$$\text{Konversi} = 96.00\%$$

Fase reaksi = cair

Keterangan :

M₉: Aliran C₆H₅CH₃ dan C₆H₅CCl₃ dari kolom distilasi I

M₁₀: Aliran katalis ZnCl₂ dan H₂O

M₁₁: Aliran komponen gas keluar reaktor menuju scrubber II

M₁₂: Aliran komponen liquid keluar reaktor menuju masuk kolom distilasi II

a. Aliran komponen masuk reaktor

Komponen	BM	M ₉	
		kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	0.0002	0.0206
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	53.5554	10468.8372
		M ₁₀	
ZnCl ₂	136.2880	0.5377	73.2819
H ₂ O	18.0149	107.1107	1929.5935
Jumlah		54.0933	12471.7331

b. Perhitungan aliran keluar reaktor

Reaksi	=	C ₆ H ₅ CCl ₃	+	2 H ₂ O	$\xrightarrow{96.00\%}$	C ₆ H ₅ COOH	+	3 HCl
Mula-mula	=	53.5554		107.1107				
Reaksi	=	51.4132		102.8264		51.4132		154.2396
Sisa	=	2.1422		4.2843		51.4132		154.2396

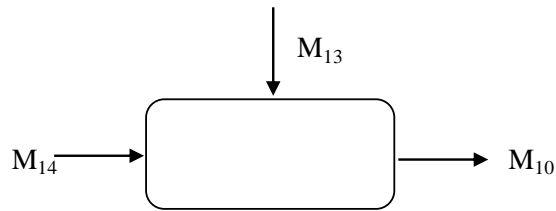
Komposisi bahan keluar reaktor:

Komponen	BM	M ₁₁ menuju scrubber II	
		kmol/jam	kg/jam
HCl	36.4610	154.2396	5623.725428
		M ₁₂ menuju distilasi II	
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	51.4132	6278.7790
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	0.0002	0.0206
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	2.1422	418.7443
ZnCl ₂	136.2880	0.5377	73.2819
H ₂ O	18.0149	4.2843	77.1820
Jumlah		212.6172	12471.7331

Neraca Massa Reaktor II (R-130)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₉ dari distilasi I		M₁₁ menuju scrubber II	
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	HCl	5623.7254
C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372	Jumlah	5623.7254
Jumlah	10468.8578	M₁₂ menuju kolom distilasi II	
M₁₀ dari tangki pencampur		C ₆ H ₅ COOH	6278.7790
ZnCl ₂	73.2819	C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206
H ₂ O	1929.5935	C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443
Jumlah	2002.8753	ZnCl ₂	73.2819
		H ₂ O	77.1820
		Jumlah	6848.0077
Total	12471.7331	Total	12471.7331

5. Tangki Pencampur (R-136)

Fungsi : Untuk mencampur katalis ZnCl_2 dan H_2O



M_{13} : Aliran H_2O masuk tangki pencampur

M_{14} : Aliran katalis ZnCl_2

M_{10} : Aliran larutan ZnCl_2

Neraca Massa Tangki Pencampur (R-136)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M_{14}		M_{10} menuju reaktor II	
ZnCl_2	73.2819	$\text{ZnCl}_2 + \text{H}_2\text{O}$	2002.8753
Jumlah	73.2819	Jumlah	2002.8753
M_{13}			
H_2O	1929.5935		
Jumlah	1929.5935		
Total	2002.8753	Total	2002.8753

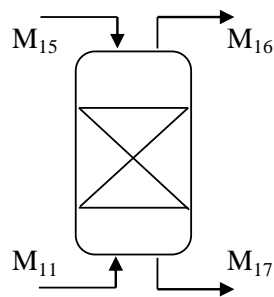
6. Scruber II (D-138)

Fungsi : Untuk menyerap HCl

Dengan kondisi

$P = 1.0 \text{ atm}$

$T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$



Keterangan :

M_{11} : Aliran gas HCl masuk scruber II

M_{15} : Aliran air masuk scruber II

M_{16} : Aliran gas yang tidak diserap scruber II

M_{17} : Aliran komponen liquid yang diserap scruber II

Tekanan Operasi scruber : 1.0 atm 760.00 mmHg
 Suhu : 30.0 °C 303.1500 K

a. Komposisi gas masuk scruber

Komponen	BM	M ₁₁	
		kmol/jam	kg/jam
HCL	36.4610	154.2396	5623.7254
Jumlah		154.2396	5623.7254

dari data kelarutan Perry tabel 2 diperoleh :

Komponen	Massa (kg/jam)	Kelarutan pada 30°C		Kebutuhan Air (kg/jam)
		g komponen	g H ₂ O	
HCL	5623.7254	67.3000	100.0000	8356.2042
Total				8356.2042

Komponen yang diserap scruber

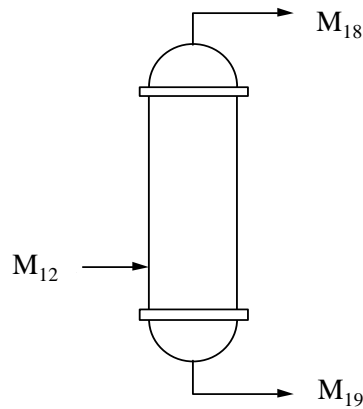
Komponen	diserap scruber		tidak diserap scruber	
	%	kg/jam	%	kg/jam
HCL	99.00%	5567.4882	1.000%	56.2373

Neraca Massa Scrubber II (D-138)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁₁ dari reaktor II		M₁₆ keluar scruber II menuju pengolahan limbah	
HCL	5623.7254	HCL	56.2373
Jumlah	5623.7254	Jumlah	56.2373
M₁₅ masuk scruber II		M₁₇ keluar scruber menuju tangki HCl	
H ₂ O	8356.2042	HCL	5567.4882
Jumlah	8356.2042	H ₂ O	8356.2042
		Jumlah	13923.6924
Total	13979.9296	Total	13979.9296

7. Kolom Destilasi II (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan C_6H_5COOH dari $C_6H_5CH_3$, $C_6H_5CCl_3$, H_2O , dan $ZnCl_2$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$



Keterangan:

M_{12} : Aliran komponen dari reaktor masuk kolom destilasi

M_{18} : Aliran produk atas keluar kolom destilasi menuju kristalizer

M_{19} : Aliran produk bawah keluar kolom destilasi menuju waste

a. Aliran bahan masuk kolom destilasi

Komponen	BM	M_{12}	
		kmol/jam	kg/jam
C_6H_5COOH	122.1239	51.4132	6278.7790
$C_6H_5CH_3$	92.1418	0.000223	0.0206
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	2.1422	418.7443
$ZnCl_2$	136.2880	0.5377	73.2819
H_2O	18.0149	4.2843	77.1820
Jumlah	564.0455	58.3776	6848.0077

Data titik didih komponen

C_6H_5COOH	=	249.2	$^{\circ}C$
$C_6H_5CH_3$	=	110.8	$^{\circ}C$
$C_6H_5CCl_3$	=	220.8	$^{\circ}C$
$ZnCl_2$	=	732	$^{\circ}C$
H_2O	=	100	$^{\circ}C$

Untuk menentukan HK dan LK ditentukan dari beban destilasi terendah

Diperoleh beban destilasi terendah $= \frac{D}{\Delta T} = 0.0629$ (Kusnarjo, 2010)

Sehingga ditentukan $C_6H_5CH_3$ sebagai Light key, dan $C_6H_5CCl_3$ sebagai heavy key
 Asumsi $C_6H_5CCl_3$ (Heavy key) yang keluar sebagai destilat sebesar 0.01%, dan H_2O yang terikut ke bottom 99.99%, $C_6H_5CH_3$ yang terikut ke bottom sebesar 0.01%

dari data kelarutan Perry tabel 2 diperoleh :

Komponen	Massa (kg/jam)	Kelarutan pada 30°C		Kebutuhan Air (kg/jam)
		g komponen	g H ₂ O	
ZnCl ₂	73.2819	432.0000	100.0000	16.9634

$$F = D + B$$

$$F.X_F = D.X_D + B.X_B$$

Komponen	M ₅		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X _F	kmol/jam	X _D	kmol/jam	X _B
C ₆ H ₅ COOH	51.4132	0.8807	51.2281	0.90329	0.1851	0.1112
C ₆ H ₅ CH ₃	0.000223	4E-06	0.000221	3.9E-06	0.0000	0.0000
C ₆ H ₅ CCl ₃	2.1422	0.0367	2.1420	0.03777	0.0002	0.0001
ZnCl ₂	0.5377	0.0092	0.0000	0	0.5377	0.3230
H ₂ O	4.2843	0.0734	3.3427	0.05894	0.9416	0.5657
Jumlah	58.3776	1.0000	56.7130	1.0000	1.6646	1.0000

Komponen	BM	Destilat		Bottom	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	51.2281	6256.1753	0.1851	22.6036
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	0.0002	0.0204	0.0000	0.0002
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	2.1420	418.7024	0.0002	0.0419
ZnCl ₂	136.2880	0.0000	0.0000	0.5377	73.2819
H ₂ O	18.0149	3.3427	60.2186	0.9416	16.9634
Jumlah	564.0455	56.7130	6735.1167	1.6646	112.8909

b. Menentukan suhu Buble Point dan Dew Point pada kolom destilasi D-120

Untuk mendapatkan komponen yang cocok untuk proses destilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error terhadap kondisi operasi dengan menggunakan persamaan 11.5a-11.5b (Coulson dan Richardson).

$$x_i = \frac{\sum [y_i / K_i]}{\sum [K_i \cdot x_i]}$$

Persamaan Antoine

Komponen	Antoine		
	A	B	C
C ₆ H ₅ COOH	17.1634	4190.7	-125.2
C ₆ H ₅ CH ₃	16.4317	3355.5341	-41.323
C ₆ H ₅ CCl ₃	16.1923	4151.4226	-52.356
ZnCl ₂	15.8441	2582.32	-51.56
H ₂ O	18.3036	3816.4400	-46.13

Maka diperoleh secara keseluruhan sebagai berikut:

Perhitungan temperatur pada feed:

$$\text{Buble point} = 180.6222 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Dew point} = 246.0733 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Perhitungan temperatur pada destilat

$$\text{Buble point} = 194.7175 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Dew point} = 276.6970 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Perhitungan temperatur pada bottom

$$\text{Buble point} = 83.9550 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Dew point} = 183.2856 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Hasil perhitungan trial dan error untuk buble point dengan sistem multi komponen untuk feed, destilat dan bottom dapat dilihat pada table dibawah ini:

Menentukan suhu buble point pada feed kolom destilasi

$$P_i^{\text{sat}} = 760.0 \text{ mmHg}$$

$$T = 180.6222 \text{ } ^\circ\text{C} = 453.7722 \text{ K}$$

Komponen	x_F	P^{sat}	K_i	$y_i = K_i \cdot x_F$	$P^{\text{sat}} \cdot x_F$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.8807	82.1976	0.1082	0.0953	72.3915
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	4008.0911	5.2738	0.0000	0.0153
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0367	347.3593	0.4571	0.0168	12.7464
ZnCl_2	0.0092	12379.63	16.29	0.1500	114.0250
H_2O	0.0734	7641.6633	10.055	0.7379	560.8218
Jumlah	1			1	760

Menentukan suhu dew point pada feed kolom destilasi

$$P_i^{\text{sat}} = 760.0 \text{ mmHg}$$

$$T = 246.0733 \text{ } ^\circ\text{C} = 519.2233 \text{ K}$$

Komponen	x_F	P^{sat}	K_i	$x_i = y_i / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.8807	683.8472	0.900	0.9788	669.3323
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	12213.41	16.070	0.0000	0.0029
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0367	1480.6217	1.948	0.0188	27.8882
ZnCl_2	0.0092	30404.61	40.006	0.0002	7.0001
H_2O	0.0734	27906.299	36.719	0.0020	55.7764
Jumlah	1			1.0	760

Menentukan suhu buble point destilat kolom destilasi

$$T = 194.7175 \text{ } ^\circ\text{C} = 467.8675 \text{ K}$$

Komponen	x_D	P^{sat}	K_i	$y_i = K_i \cdot x_D$	$P^{\text{sat}} \cdot x_D$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.9033	5244.3927	0.1828	0.1651	125.4674
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	138.9009	6.9005	0.0000	0.0204
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0378	493.3341	0.6491	0.0245	18.6324
H_2O	0.0589	10449.14	13.75	0.8104	615.8798
Jumlah	1			1.0	760

Menentukan suhu dew point destilat kolom destilasi

$$T = 276.6970 \text{ } ^\circ\text{C} = 549.8470 \text{ K}$$

Komponen	y_D	P^{sat}	K_i	$x_i = y_D / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.9033	1472.5234	1.9375	0.4662	686.4982
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	18641.106	24.528	0.0000	0.0030
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0378	2559.5357	3.3678	0.0112	28.7039
H_2O	0.0589	45571.794	59.963	0.0010	44.7950
Jumlah	1			0.5	760

Menentukan buble point pada bottom kolom destilasi

$$T = 83.9550 \text{ } ^\circ\text{C} = 357.1050 \text{ K}$$

Komponen	x_B	P^{sat}	K_i	$y_i = K_i \cdot x_B$	$P^{\text{sat}} \cdot x_B$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.1112	0.4036	0.0005	0.0001	0.0449
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	332.1508	0.4370	0.0000	0.0004
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0001	13.0641	0.0172	0.0000	0.0017
ZnCl_2	0.3230	1623.8868	2.1367	0.6902	524.5373
H_2O	0.5657	416.173	0.548	0.3098	235.4158
Jumlah	1			1.000	760

Menghitung dew point pada bottom kolom destilasi

$$T = 183.2856 \text{ } ^\circ\text{C} = 456.4356 \text{ K}$$

Komponen	y_B	P^{sat}	K_i	$x_i = y_B / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.1112	91.0746	0.1198	0.9278	84.5031
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0000	4222.8604	5.5564	0.0000	0.0010
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	0.0001	371.8626	0.4893	0.0003	0.0978
ZnCl_2	0.3230	12913.666	16.992	0.0190	245.4902
H_2O	0.5657	8120.4568	10.685	0.0529	429.9079
Jumlah	1			1.0	760

Menghitung minimum stage kolom destilasi

$$\alpha_{ij} = P_i^{\text{sat}} / P_j^{\text{sat}}$$

$$\alpha_{LD} = 0.0323$$

$$\alpha_{LB} = 0.0112$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LB}}$$

$$\alpha_{L,av} = 0.0190$$

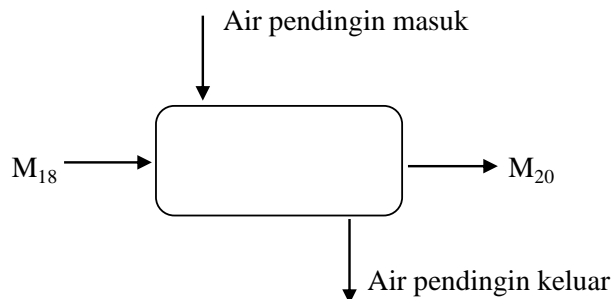
$$N_m = \frac{\log[(x_{LD} D / x_{HD} D)(x_{HB} B / x_{LB} B)]}{\log \alpha_{L,av}}$$

$$N_m = 0.2784$$

Neraca Massa Destilasi II (D-140)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M₁₂ dari reaktor II		M₁₈ ke krystalizer	
C ₆ H ₅ COOH	6278.7790	C ₆ H ₅ COOH	6256.1753
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443	C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024
ZnCl ₂	73.2819	H ₂ O	60.2186
H ₂ O	77.1820	Jumlah	6735.1167
Jumlah	6848.0077	M₁₉ ke waste	
		C ₆ H ₅ COOH	22.6036
		C ₆ H ₅ CH ₃	0.0002
		C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0419
		ZnCl ₂	73.2819
		H ₂ O	16.9634
		Jumlah	112.8909
Total	6848.0077	Total	6848.0077

8. Kristalizer (X-150)

Fungsi : Membentuk kristal asam benzoat



M₁₈ : Aliran komponen masuk Kristalizer

M₂₀ : Aliran komponen keluar kristalizer menuju sentrifuge

Syarat kristalisasi :

Asam benzoat di dalam kristalizer didinginkan hingga 40°C sehingga akan terbentuk kristal berkilau yang berbentuk monochromic

Data kelarutan asam benzoat pada $40^{\circ}\text{C} = 0.06 \text{ g} / 100 \text{ g H}_2\text{O}$

Asam benzoat yang menjadi krist 95% dari bahan masuk dan 5% sebagai mother liquor

a. Aliran bahan masuk kolom destilasi

Komponen	BM	M_{18}		Jumlah
		kmol/jam	kg/jam	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	122.1239	51.228112	6256.1753	6256.1753
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	92.1418	0.000221	0.0204	0.0204
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	195.4769	2.1420	418.7024	418.7024
H_2O	18.0149	3.3427	60.2186	60.2186
Jumlah	427.7575	56.7130	6735.1167	6735.1167

dari data kelarutan Perry tabel 2 diperoleh :

Komponen	Massa (kg/jam)	Kelarutan pada 40°C	
		g komponen	g H_2O
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	6256.1753	0.6000	100.0000

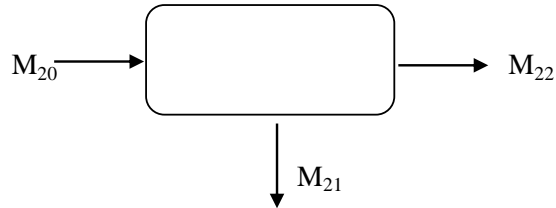
Komponen yang membentuk kristal

Komponen	terbentuk kristal (kg/jam)	
	kristal	sisa liquid
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	6255.8140	0.3613

Neraca Massa Kristalizer (X-150)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M_{18}		M_{20} menuju sentrifuge	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	6256.1753	Kristal	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0204	$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	6255.8140
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	418.7024	Larutan sisa	
H_2O	60.2186	$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	0.3613
Jumlah	6735.1167	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	0.0204
		$\text{C}_6\text{H}_5\text{CCl}_3$	418.7024
		H_2O	60.2186
			6735.1167
Total	6735.1167	Total	6735.1167

8. Sentrifuge (H-151)

Fungsi : Memisahkan kristal dari mother liquor yang masih tercampur



M_{20} : Aliran komponen masuk sentrifuge

M_{21} : Aliran komponen keluar sentrifuge menuju waste

M_{21} : Aliran komponen keluar sentrifuge menuju vibrating conveyor

Neraca Massa Sentrifuge (H-151)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M ₁₀ menuju sentrifuge		Vibrating Conveyor	
Kristal		C ₆ H ₅ COOH	6255.8140
C ₆ H ₅ COOH	6255.8140	H ₂ O	57.3173
Jumlah	6255.8140	Jumlah	6313.1313
Larutan sisa		Waste	
C ₆ H ₅ COOH	0.3613	C ₆ H ₅ COOH	0.3613
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204	C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024	C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024
H ₂ O	60.2186	H ₂ O	2.9013
Jumlah	479.3027	Jumlah	421.9854
Total	6735.1167	Total	6735.1167

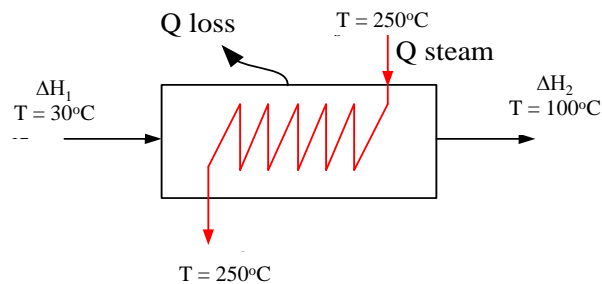
APPENDIX B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Hasil perhitungan neraca panas pada Pra-Rencana Pabrik Asam Benzoat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun sebagai berikut:

Pabrik : Asam Benzoat
 Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun
 Waktu Operasi : 330 hari/tahun
 : 24 jam/ hari
 Basis Operasi : 5166.6478 kg/jam C₆H₅CH₃

1. Heater Toluene (E-117)

Fungsi : Memanaskan larutan C₆H₅CH₃



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

- Menghitung panas bahan masuk heater (ΔH_1)

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303.15 K

Suhu reference = 25 °C = 298.15 K

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.7030	0.5167	-0.0015	0.0000	0.4105
C ₆ H ₆	78.1147	-31.6620	1.3043	-0.0036	0.0000	0.4244

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m	Cp	ΔT	ΔH_1
	(kg/jam)	(Kkal/kg.K)	(K)	(Kkal/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.4105	5	10551.6537
C ₆ H ₆	25.8332	0.4244	5	54.8242
Total	5166.6478			10606.4779

- Menghitung panas bahan keluar heater (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM	A	B	C	D	Cp
	(kg/kmol)					(Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.7030	0.5167	-0.0015	0.0000	0.4445
C ₆ H ₆	78.1147	-31.6620	1.3043	-0.0036	0.0000	0.4632

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m	Cp	ΔT	ΔH_2
	(kg/jam)	(Kkal/kg.K)	(K)	(Kkal/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.4445	75	171390.8010
C ₆ H ₆	25.8332	0.4632	75	897.4325
Total	5166.6478			172288.2334

- Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02 Q - \Delta H_1$$

$$0.98 Q = 172288.2334 + 212.1296 - 10606.4779$$

$$0.98 Q = 161893.8851$$

$$Q = 165197.8419 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

$$\text{Suhu steam masuk} = 250^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _v (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λ _s (Kj/kg)	m (kg/jam)
165197.8419	2800.4	1085.8	1714.6	403.118961

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

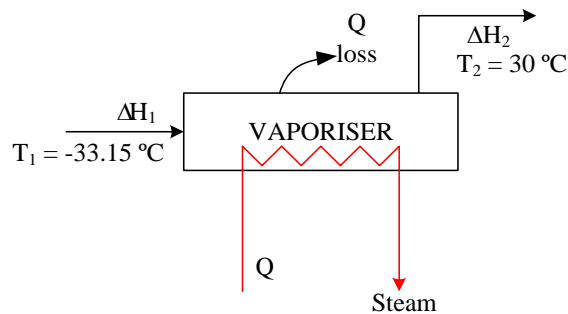
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (10606.4779 + 165197.8419)$$

$$Q_{\text{loss}} = 3516.0864 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Heater Toluena (E-117)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	10606.4779	ΔH_2	172288.2334
Q	165197.8419	Q_{Loss}	3516.0864
Total	175804.3198	Total	175804.3198

2. Vaporiser (V – 113)



Keterangan:

ΔH_1 : Panas yang terkandung pada bahan (Fresh Feed)

ΔH_2 : Panas yang terkandung pada bahan masuk Vaporiser.

ΔH_3 : Panas yang terkandung pada hasil Recycle Vaporiser.

ΔH_4 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar.

Q : Panas yang terkandung dalam pemanas.

Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_2 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$(\Delta H_1 + \Delta H_3) + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

- Menghitung panas bahan masuk vaporizer (ΔH_1)

$$\text{Suhu bahan masuk} = -33.2 \text{ } ^\circ\text{C} = 240.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
Cl ₂	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1106
H ₂ O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4434

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_1 (Kkal/jam)
Cl ₂	11868.0521	0.1106	-58.2	-76314.1310
H ₂ O	35.7113	0.4434	-58.2	-920.6824
Total	11903.7634			-77234.8134

- Menghitung panas bahan keluar vaporizer (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan keluar} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
Cl ₂	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1139
H ₂ O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4466

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_2 (Kkal/jam)
Cl ₂	11868.0521	0.1139	5	6759.3666
H ₂ O	35.7113	0.4466	5	79.7471
Total	11903.7634			6839.1137

- Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02 Q - \Delta H_1$$

$$0.98 Q = 6839.1137 + -1544.696 - -77234.8134$$

$$0.98 Q = 82529.2309$$

$$Q = 84213.5009 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

Tekanan = 3977.6 Kpa = 39.2559 atm

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λ _s (Kj/kg)	m (kg/jam)
84213.5009	2800.4	1085.8	1714.6	205.4994

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

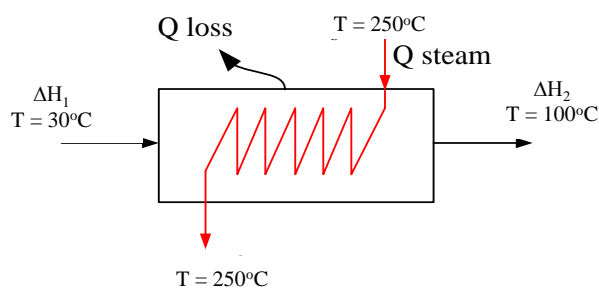
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (-77234.8134 + 84213.5009)$$

$$Q_{\text{loss}} = 139.5737 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Vaporizer (V-113)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH ₁	-77234.8134	ΔH ₂	6839.1137
Q _{Steam}	84213.5009	Q _{Loss}	139.5737
Total	6978.6875	Total	6978.6875

3. Heater Klorin (E-115)

Fungsi : Memanaskan larutan Cl₂ dari 30°C - 100°C



Dimana :

ΔH₁ : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH₂ : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

- Menghitung panas bahan masuk heater (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = 6839.1137 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung panas bahan keluar heater (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
Cl ₂	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1170
H ₂ O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4524

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m	Cp	ΔT	ΔH_2
	(kg/jam)	(Kkal/kg.K)	(K)	(Kkal/jam)
Cl ₂	11868.0521	0.1170	75	104108.5424
H ₂ O	35.7113	0.4524	75	1211.7470
Total	11903.7634			105320.2894

- Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02 Q - \Delta H_1$$

$$0.98 Q = 105320.2894 + 136.7823 - 6839.1137$$

$$0.98 Q = 98617.9580$$

$$Q = 100630.5693 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

$$\text{Suhu steam masuk} = 250^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λ_s (Kj/kg)	m (kg/jam)
100630.5693	2800.4	1085.8	1714.6	245.5606568

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

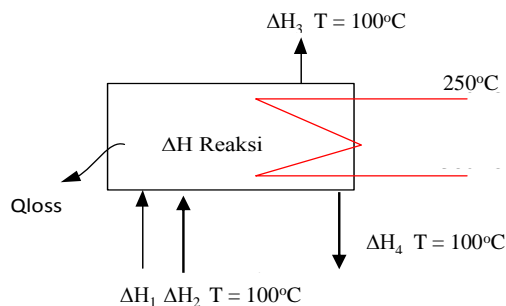
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (6839.1137 + 100630.5693)$$

$$Q_{\text{loss}} = 2149.3937 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Heater Klorin (E-115)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	6839.1137	ΔH_2	105320.2894
Q	100630.5693	Q_{Loss}	2149.3937
Total	107469.6831	Total	107469.6831

4. Reaktor I (R-110)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi klorinasi $C_5H_6CH_3$ dengan Cl_2



Dimana:

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater toluen

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater klorin

ΔH_R : Panas yang timbul dari reaksi

ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk atas

ΔH_4 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk bawah

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

- Menghitung panas pada bahan masuk (ΔH_{tot})

$$\Delta H_{\text{tot}} = \Delta H_1 + \Delta H_2$$

$$= 175804.3198 + 107469.6831$$

$$= 283274.0029 \text{ Kkal/jam}$$

b. Menghitung panas bahan uap keluar (ΔH_3)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1910
C_6H_6	78.1147	-31.368	0.475	0.000	0.000	0.000	0.3265
Cl_2	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1170
H_2O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4524

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	5858.6278	0.1910	75	83929.1693
C_6H_6	25.8332	0.3265	75	632.5539
Cl_2	474.7221	0.1170	75	4164.3417
H_2O	35.7113	0.4524	75	1211.7470
Total	6394.8944			89937.8119

c. Menghitung panas bahan liquid keluar (ΔH_4)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

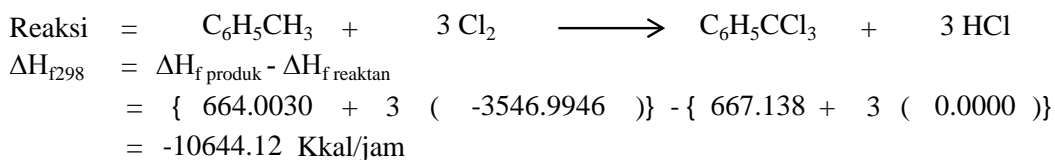
Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4445
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2778

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_4 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_4 (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	205.6326	0.4445	75	6855.6320
$C_6H_5CCl_3$	10469.8842	0.2778	75	218156.5672
Total	10675.5168			225012.1992

d. Menghitung panas reaksi (ΔH_R)

Komponen	m (kg/jam)	ΔH_{f298} (Kkal/mol)	BM (kg/kmol)	ΔH_f (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	5140.8146	11.9575	92.14181	667.1379
Cl_2	25.8332	0	70.906	0.0000
$C_6H_5CCl_3$	10469.8842	12.3972	195.4769	664.0030
HCl	5858.6278	-22.0746	36.46097	-3546.9946



$$\text{Suhu bahan masuk} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4445
Cl_2	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1170
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2778
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1910

Persamaan yang digunakan : $\Delta H = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	5140.8146	0.4445	75	171390.8010
Cl_2	11868.0521	0.1170	75	104108.5424
$C_6H_5CCl_3$	10469.8842	0.2778	75	218156.5672
HCl	5858.6278	0.1910	75	83929.1693

$$\Delta H_{R \text{ total}} = (\Delta H_{R \text{ produk}} + \Delta H_{f298}) - \Delta H_{R \text{ reaktan}}$$

$$= \{ 218156.5672 + 3 (83929.1693) + -10644.1188 \} +$$

$$\{ 171390.8010 + 3 (104108.5424) \}$$

$$= 943016.3844 \text{ Kkal/jam}$$

e. Panas yang dibutuhkan reaktor (Q)

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q)$$

Neraca panas total :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q)$$

$$0.98 Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + (0.02\Delta H_1 - \Delta H_1) + (0.02\Delta H_2 - \Delta H_2)$$

$$0.98 Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R - 0.98 \Delta H_1 - 0.98 \Delta H_2$$

$$0.98 Q = 89937.8119 + 225012.1992 + 943016.3844 -$$

$$(0.98 \times 175804.3198) - (0.98 \times 107469.6831)$$

$$0.98 Q = 980357.8727$$

$$Q = 1000365.176 \text{ Kkal/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q)$$

$$= 0.02 (175804.3198 + 107469.6831 + 1000365.1762)$$

$$= 25672.7836 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

Tekanan = 3977.6 Kpa = 39.2559 atm

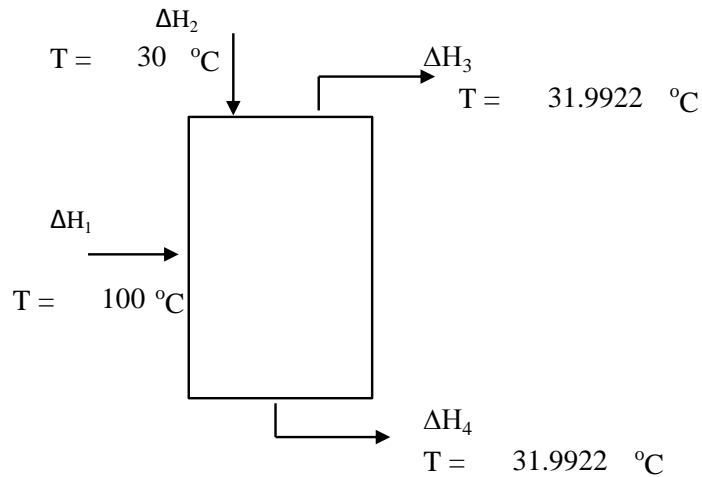
Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λs (Kj/kg)	m (kg/jam)
#####	2800.4	1085.8	1714.6	2441.110403

Neraca Panas Reaktor I (R-110)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH ₁	175804.3198	ΔH ₃	89937.8119
ΔH ₂	107469.6831	ΔH ₄	225012.1992
Q	1000365.1762	ΔH _R	943016.3844
		Q _{Loss}	25672.7836
Total	1283639.1791	Total	1283639.1791

5. Scrubber I (D-123)

Fungsi : Memisahkan HCl yang terikut dalam campuran gas keluar



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari reaktor I

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan penyerap

ΔH_3 : Panas yang dibawa gas keluar

ΔH_4 : Panas yang dibawa liquid keluar

Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$$

a. Menghitung panas yang dibawa bahan masuk (ΔH_1)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1910
C_6H_6	78.1147	-31.662	1.304	-0.004	0.000	0.000	0.4632
Cl_2	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1170
H_2O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4524

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	5858.6278	0.1910	75	83929.1693
C ₆ H ₆	25.8332	0.4632	75	897.4325
Cl ₂	474.7221	0.1170	75	4164.3417
H ₂ O	35.7113	0.4524	75	1211.7470
Total	6394.8944			90202.6904

b. Menghitung panas yang dibawa bahan penyerap (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
H ₂ O	31279.5234	1.0009	5	156541.3560
Total	31279.5234			156541.3560

c. Menghitung panas yang dibawa gas keluar (ΔH_3)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 31.9922 \text{ } ^\circ\text{C} = 305.14 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1906
C ₆ H ₆	78.1147	-31.662	1.304	-0.004	0.000	0.000	0.4255
Cl ₂	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1140

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	58.5863	0.1906	6.9922	78.0963
C ₆ H ₆	0.2583	0.4255	6.9922	0.7686
Cl ₂	4.7472	0.1140	6.9922	3.7842
Total	63.5918			82.6491

d. Menghitung panas yang dibawa liquid keluar (ΔH_4)

Suhu bahan masuk = 31.9922 °C = 305.14 K

Suhu reference = 25 °C = 298.15 K

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	73.993	-0.129	0.000	0.000	0.000	0.6697
C ₆ H ₆	78.1147	-31.662	1.304	-0.004	0.000	0.000	0.4255
Cl ₂	70.9060	27.213	0.030	0.000	0.000	0.000	0.1140
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0004

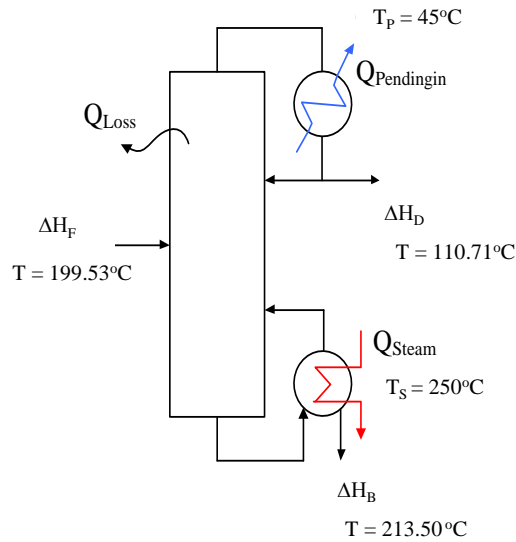
Persamaan yang digunakan : $\Delta H_4 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	5800.0415	0.6697	6.992239758	27161.1798
C ₆ H ₆	25.5749	0.4255	6.992239758	76.0886
Cl ₂	469.9749	0.1140	6.992239758	374.6386
H ₂ O	31315.2346	1.0004	6.992239758	219049.4904
Total	37610.8259			246661.3974

Neraca Panas Scruber I (D-123)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	90202.6904	ΔH_3	82.6491
ΔH_2	156541.3560	ΔH_4	246661.3974
Total	246744.0465	Total	246744.0465

6. Kolom Destilasi I (D-120)

Fungsi: Untuk memisahkan Benzotrichloride dari Toluene



Keterangan:

ΔH_F : Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_D : Panas yang terbawa bahan keluar kondensor

ΔH_B : Panas yang terbawa bahan keluar reboiler

Q_{Loss} : Panas yang hilang

Q_C : Panas yang diserap pendingin

Q_S : Panas yang diberikan oleh steam

Neraca Panas Overall

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{Loss}$$

Data yang diperoleh dari perhitungan temperatur bubble point dan dew point

Temperatur pada feed:

$$\text{Bubble point} = 199.5339 \text{ } ^\circ\text{C} = 472.6839 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 211.8368 \text{ } ^\circ\text{C} = 484.9868 \text{ K}$$

Temperatur pada destilat

$$\text{Bubble point} = 110.7098 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.8598 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 112.1268 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.2768 \text{ K}$$

Temperatur pada bottom

$$\text{Buble point} = 213.4929 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.6429 \text{ K}$$

$$\text{Dew point} = 213.4875 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.6375 \text{ K}$$

a. Komposisi masing-masing komponen pada tiap aliran bahan dalam kolom destilasi

Komponen	M ₅		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X _F	kmol/jam	X _D	kmol/jam	X _B
C ₆ H ₅ CH ₃	2.2317	0.0400	2.2315	0.9976	0.0002	0.0000
C ₆ H ₅ CCl ₃	53.5607	0.9600	0.0054	0.0024	53.5554	1.0000
Jumlah	55.7924	1.0000	2.2368	1.0000	53.5556	1.0000

b. Menentukan refluks minimum

Dengan menggunakan persamaan 11,7-4 (Geankoplis, 1993)

$$\alpha = \frac{K_i}{K_C}; \alpha_A = \frac{K_A}{K_C}, \alpha_B = \frac{K_B}{K_C}, \alpha_C = \frac{K_C}{K_C}, \alpha_D = \frac{K_D}{K_C}$$

Dengan menggunakan persamaan 11,7-19 dan 11,7-20 (Geankoplis, 1993)

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya, $q = 1$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\text{Trial } \theta = 0.7278$$

Umpan masuk kolom destilasi

Komposisi	x _F	α	$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0400	1.0000	0.1470
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.9600	0.0966	-0.1469
Jumlah	1		0.0

Destilat keluar kolom destilasi

Komposisi	x _D	α	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$
C ₆ H ₅ CH ₃	0.9976	19.4194	1.0365
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0024	1.0000	0.0088
Jumlah	1		1.0452

$$R_m + 1 = \overline{\quad\quad\quad} = 1.0452$$

$$R_m = 0.0452$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan refluks rasio} &= 1.5 \times R_m \\ &= 0.06787 \end{aligned}$$

c. Menghitung komposisi uap dan liquid keluar distilasi

- Komposisi uap yang masuk kondensor

$$\text{Komposisi uap} = X_D \times V$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= 220.6855 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_D	Komposisi Uap (kg/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.9976	220.1571
$C_6H_5CCl_3$	0.0024	0.5284
Jumlah	1	220.6855

- Komposisi liquid keluar kondensor yang di reflux

$$\text{Komposisi liquid} = X_D \times L_o$$

$$L_o = R \times D$$

$$= 14.0265 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_D	Komposisi Liquid (kg/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.9976	13.9929
$C_6H_5CCl_3$	0.0024	0.0336
Jumlah	1	14.0265

- Komposisi liquid masuk reboiler

$$\text{Komposisi liquid} = X_B \times L'$$

$$L' = L_o + (q + F)$$

$$= 10483.8843 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_B	Komposisi Liquid (kg/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.0000	0.0437
$C_6H_5CCl_3$	1.0000	10483.8406
Jumlah	1	10483.8843

- Komposisi uap keluar reboiler

$$\text{Komposisi uap} = X_B \times V'$$

$$V' = V + F(q-1)$$

$$= 220.6855 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_B	Komposisi Uap (kg/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.0000	0.0009
$C_6H_5CCl_3$	1.0000	220.6846
Jumlah	1	220.6855

d. Menghitung Neraca Panas pada Feed

- Panas yang terkandung dalam feed masuk kolom distilasi (ΔH_F)

$$\Delta H_F = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 199.533869 \text{ } ^\circ\text{C} = 472.68 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5268
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3043

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_F = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_F (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	205.6326	0.5268	174.53	18907.9134
$C_6H_5CCl_3$	10469.8842	0.3043	174.53	556032.2229
Total	10675.5168			574940.1363

e. Menghitung Neraca Panas pada Top Distilat

- Panas yang dibawa uap masuk kondensor (ΔH_V)

$$\Delta H_V = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 112.1268 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.28 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4520
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2806

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_V (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	220.1571	0.4520	87.13	8669.5739
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.5284	0.2806	87.13	12.9182
Total	220.6855			8682.4921

- Panas yang dibawa liquid sebagai refluks (ΔH_L)

$$\Delta H_L = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 110.7098 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.86 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4511
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2803

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_V (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	13.9929	0.4511	85.71	540.9861
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0336	0.2803	85.71	0.8068
Total	14.0265			541.7929

- Panas yang dibawa produk keluar kondensor (ΔH_D)

$$\Delta H_D = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 110.709819 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.86 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	-24.097	0.522	0.000	0.000	0.000	0.3522
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	-17.223	0.737	-0.001	0.000	0.000	0.2164

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_V (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6120	0.3522	85.71	6206.2470
C ₆ H ₅ CCl ₃	1.0470	0.2164	85.71	19.4235
Total	206.6590			6225.6705

f. Menghitung Neraca Panas pada Bottom Distilat

- Panas yang dibawa liquid masuk reboiler (ΔH_A)

$$\Delta H_V = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 213.492863 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.64 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = \underline{298.15 \text{ K}}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5430
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3094

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_V (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.0437	0.5430	188.49	4.4718
$C_6H_5CCl_3$	10483.8406	0.3094	188.49	611414.7189
Total	10483.8843			611419.1907

- Panas yang dibawa uap sebagai refluks (ΔH_C)

$$\Delta H_C = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 213.4875 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.64 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = \underline{298.15 \text{ K}}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5430
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3094

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_V (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.0009	0.5430	188.49	0.0941
$C_6H_5CCl_3$	220.6846	0.3094	188.49	12869.8230
Total	220.6855			12869.9171

- Panas yang dibawa liquid keluar boiler (ΔH_B)

$$\Delta H_B = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 213.4929 \text{ } ^\circ\text{C} = 486.64 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5430
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3094

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_B (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	0.0206	0.5430	188.49	2.1049
$C_6H_5CCl_3$	10468.8372	0.3094	188.49	610539.7257
Total	10468.8578			610541.8306

- g. Menghitung panas yang diserap air pendingin (Q_C)

$$\Delta H_V = \Delta H_L + \Delta H_D + Q_C$$

$$Q_C = \Delta H_V - (\Delta H_L + \Delta H_D)$$

$$= 8682.4921 - (541.7929 + 6225.6705)$$

$$= 1915.0288 \text{ Kkal/jam}$$

- Massa air pendingin yang dibutuhkan

Kebutuhan air pendingin (m)

$$C_p \text{ air} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

$$C_p \text{ air} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9977

$$Q_C = (m \times C_{p45} \times (45-25)) - (0.98 \times m \times C_{p30} \times (30-25))$$

$$m = \frac{Q_C}{(C_{p45} \times (45-25)) - (0.98 \times C_{p30} \times (30-25))}$$

$$m = 127.25 \text{ kg/jam}$$

h. Menghitung panas yang dibawa masuk oleh steam (Q_S)

Asumsi Q_{Loss} = 2% dari panas masuk

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{Loss}$$

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + 0.02(\Delta H_F + Q_S)$$

$$Q_S = \frac{\Delta H_D + \Delta H_B + Q_C - 0.98\Delta H_F}{0.98}$$

$$= \frac{6225.6705 + 610541.8306 + 1915.0288 - 0.98 \cdot 574940.1363}{0.98}$$

$$= 56368.5676 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H_V (Kj/kg)	H_L (Kj/kg)	λ_s (Kj/kg)	m (kg/jam)
56368.5676	2800.4	1085.8	1714.6	137.5517

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Q_{Loss} = 2% dari panas masuk

$$= 0.02(\Delta H_F + Q_S)$$

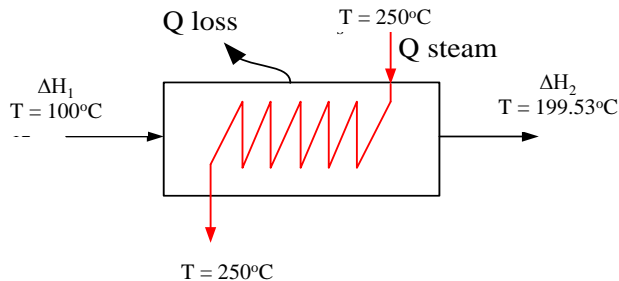
$$= 0.02 (574940.1363 + 56368.5676)$$

$$= 12626.17408 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Kolom Destilasi (D-120)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH_F	574940.1363	ΔH_D	6225.6705
Q_S	56368.5676	ΔH_B	610541.8306
		Q_C	1915.0288
		Q_{loss}	12626.1741
Jumlah	631308.7039	Jumlah	631308.7039

7. Heater (E-122)

Fungsi : Memanaskan liquid yang akan masuk ke kolom distilasi I



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

- Menghitung panas bahan masuk heater (ΔH_1)

Suhu bahan masuk = 100 °C = 373.15 K

Suhu reference = 25 °C = 298.15 K

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4445
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2779

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	205.6326	0.4445	75	6855.6320
$C_6H_5CCl_3$	10469.8842	0.2779	75	218250.6148
Total	10675.5168			225106.2468

- Menghitung panas bahan keluar heater (ΔH_2)

Suhu bahan masuk = 199.5339 °C = 472.68 K

Suhu reference = 25 °C = 298.15 K

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5268
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3046

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	205.6326	0.5268	174.5338689	18907.9134
$C_6H_5CCl_3$	10469.8842	0.3046	174.5338689	556595.7507
Total	10675.5168			575503.6641

- Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02 Q - \Delta H_1$$

$$0.98 Q = 575503.6641 + 4502.125 - 225106.2468$$

$$0.98 Q = 354899.5422$$

$$Q = 362142.3900 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H_V (Kj/kg)	H_L (Kj/kg)	λ_s (Kj/kg)	m (kg/jam)
362142.3900	2800.4	1085.8	1714.6	883.706847

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

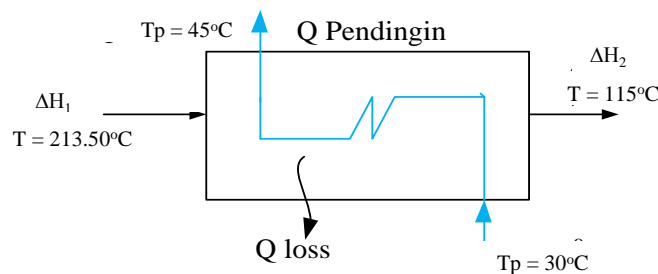
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (225106.2468 + 362142.3900)$$

$$Q_{\text{loss}} = 11744.9727 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Heater (E-122)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	225106.2468	ΔH_2	575503.6641
Q	362142.3900	Q_{Loss}	11744.9727
Total	587248.6368	Total	587248.6368

8. Cooler (E-132)

Fungsi : Mendinginkan liquid yang akan masuk ke reaktor II



Dimana :

- ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari distilasi
- ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar cooler
- ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam pendingin/cooler
- ΔH_4 : Panas yang diserap oleh pendingin
- Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{loss}$$

- Panas yang dibawa oleh bahan dari distilasi (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = 610541.8306 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung panas bahan keluar cooler (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan keluar} = 115 \text{ }^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4538
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2814

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.4538	90.00	0.8399
C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372	0.2814	90.00	265123.2836
Total	10468.8578			265124.1235

- Menghitung panas yang dibawa oleh air pendingin (ΔH_3)

Kebutuhan air pendingin (m)

$$C_p \text{ air} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

$$C_p \text{ air} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9977

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$0.98 (\Delta H_1 + \Delta H_3) - \Delta H_2 = \Delta H_4$$

$$0.98 \Delta H_1 - \Delta H_2 = (m \times C_{p_{45}} \times (45-25)) - (0.98 \times m \times C_{p_{30}} \times (30-25))$$

$$m = \frac{0.98 \Delta H_1 - \Delta H_2}{(C_{p_{45}} \times (45-25)) - (0.98 \times C_{p_{30}} \times (30-25))}$$

$$m = 22493.44$$

$$\text{Suhu bahan masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
H ₂ O	22493.4366	0.9977	5.00	112207.1224

- Menghitung panas yang diserap oleh air pendingin (ΔH_4)

$$\Delta H_4 = 0.98 (\Delta H_1 + \Delta H_3) - \Delta H_2$$

$$= 0.98 (610541.8306 + 112207.1224) - 265124.1235$$

$$= 443169.8504 \text{ kkal/jam}$$

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_3)$$

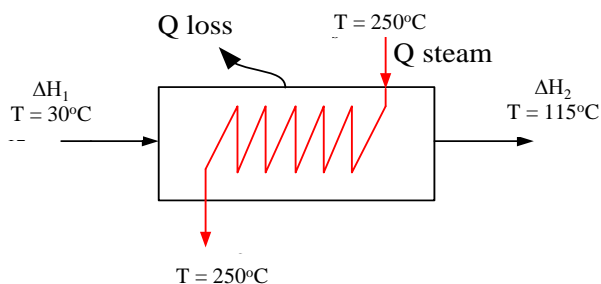
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (610541.8306 + 112207.1224)$$

$$Q_{\text{loss}} = 14454.9791 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Cooler (E-132)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	610541.8306	ΔH_2	265124.1235
ΔH_3	112207.1224	ΔH_4	443169.8504
		Q_{Loss}	14454.9791
Total	722748.9530	Total	722748.9530

9. Heater (E-137)

Fungsi : Memanaskan liquid yang akan masuk ke reaktor II



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

- Menghitung panas bahan masuk heater (ΔH_1)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
ZnCl ₂	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1255
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
ZnCl ₂	73.2819	0.1255	5	45.9766
H ₂ O	1929.5935	1.0009	5	9656.8344
Total	2002.8753			9702.8111

- Menghitung panas bahan keluar heater (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 115 \text{ } ^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
ZnCl ₂	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1302
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0086

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
ZnCl ₂	73.2819	0.1302	90	859.0038
H ₂ O	1929.5935	1.0086	90	175149.3068
Total	2002.8753			176008.3106

- Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02 Q - \Delta H_1$$

$$0.98 Q = 176008.3106 + 194.0562 - 9702.8111$$

$$0.98 Q = 166499.5558$$

$$Q = 169897.5059 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

$$\text{Suhu steam masuk} = 250^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λ_s (Kj/kg)	m (kg/jam)
169897.5059	2800.4	1085.8	1714.6	414.5871717

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

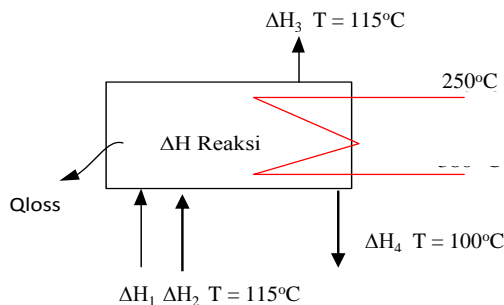
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (9702.8111 + 169897.5059)$$

$$Q_{\text{loss}} = 3592.0063 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Heater (E-137)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	9702.8111	ΔH_2	176008.3106
Q	169897.5059	Q_{Loss}	3592.0063
Total	179600.3170	Total	179600.3170

10. Reaktor II (R-130)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara benzotrichloride dan H_2O membentuk asam benzoat dan HCl



Dimana:

- ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari cooler
- ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater katalis
- ΔH_R : Panas yang timbul dari reaksi
- ΔH_3 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk atas
- ΔH_4 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar produk bawah
- Q : Panas yang diberikan oleh steam
- Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

a. Menghitung panas pada bahan masuk (ΔH_{tot})

$$\begin{aligned}\Delta H_{tot} &= \Delta H_1 + \Delta H_2 \\ &= 265124.1235 + 179600.3170 \\ &= 444724.4405 \text{ Kkal/jam}\end{aligned}$$

b. Menghitung panas bahan uap keluar (ΔH_3)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 115 \text{ }^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1911

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	5623.7254	0.1911	90	96736.5725
Total	5623.7254			96736.5725

c. Menghitung panas bahan liquid keluar (ΔH_4)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 115 \text{ }^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C_6H_5COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.3666
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4538
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2812
$ZnCl_2$	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1302
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0086

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
C_6H_5COOH	6278.7790	0.3666	90	207140.6941
$C_6H_5CH_3$	0.0206	0.4538	90	0.8399
$C_6H_5CCl_3$	418.7443	0.2812	90	10599.4132
$ZnCl_2$	73.2819	0.1302	90	859.0038
H_2O	77.1820	1.0086	90	7005.8179
Total	6848.0077			225605.7689

d. Menghitung panas reaksi (ΔH_R)

Komponen	m (kg/jam)	ΔH_{f298} (Kkal/mol)	BM (kg/kmol)	ΔH_f (Kkal/jam)
$C_6H_5CCl_3$	10468.8372	12.3972	92.14181	1408.5275
H_2O	1929.5935	-57.8394	18.01494	-6195.2206
C_6H_5COOH	6278.7790	-69.4073	122.12387	-3568.4514
HCl	5623.7254	-22.0746	36.46097	-3404.7775

$$\begin{aligned} \text{Reaksi} &= C_6H_5CCl_3 + 2 H_2O \longrightarrow C_6H_5COOH + 3 HCl \\ \Delta H_{f298} &= \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}} \\ &= \{ -3568.4514 + 2 (-6195.2206) \} - \{ -3568.4514 + 3 (-3404.7775) \} \\ &= -2176.1089 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu bahan masuk} = 115 \text{ }^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4538
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0086
C_6H_5COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.3666
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1911

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_R = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_R (Kkal/jam)
$C_6H_5CH_3$	10468.8372	0.4538	90	427592.2637
H_2O	1929.5935	1.0086	90	175149.3068
C_6H_5COOH	6278.7790	0.3666	90	207140.6941
HCl	5623.7254	0.1911	90	96736.5725

$$\begin{aligned} \Delta H_{R \text{ total}} &= (\Delta H_{R \text{ produk}} + \Delta H_{f 298}) + \Delta H_{R \text{ reaktan}} \\ &= \{ 207140.6941 + 3 (96736.5725) + -2176.1089 \} + \\ &\quad \{ 427592.2637 + 2 (175149.3068) \} \\ &= ##### \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

e. Panas yang dibutuhkan reaktor (Q)

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q)$$

Neraca panas total :

$$\begin{aligned}
 \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\
 \Delta H_1 + \Delta H_2 + Q &= \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}} \\
 \Delta H_1 + \Delta H_2 + Q &= \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q) \\
 0.98 Q &= \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R + (0.02\Delta H_1 - \Delta H_1) + (0.02\Delta H_2 - \Delta H_2) \\
 0.98 Q &= \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_R - 0.98 (\Delta H_1 + \Delta H_2) \\
 0.98 Q &= 96736.5725 + 225605.7689 + 1273065.1799 - \\
 &\quad (0.98 \times 444724.4405) \\
 0.98 Q &= 1159577.57 \\
 Q &= 1183242.418 \text{ Kkal/jam} \\
 \\
 Q_{\text{loss}} &= 0.02 (\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q) \\
 &= 0.02 (444724.4405 + 1183242.4180) \\
 &= 32559.3372 \text{ Kkal/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

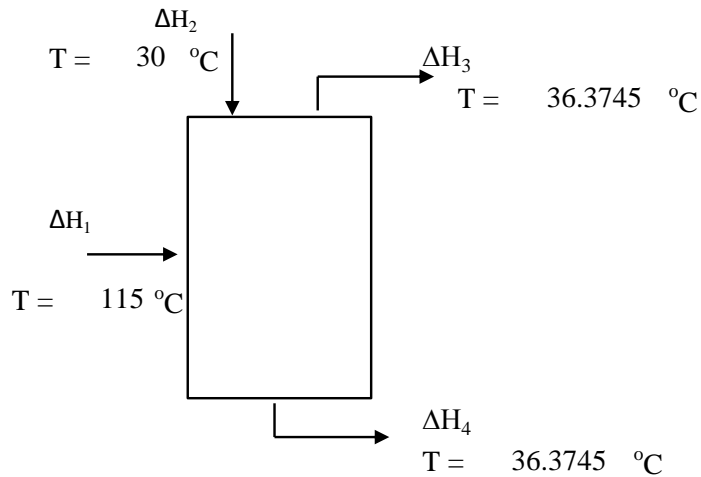
Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λs (Kj/kg)	m (kg/jam)
#####	2800.4	1085.8	1714.6	2887.370977

Neraca Panas Reaktor II (R-130)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH ₁	265124.1235	ΔH ₃	96736.5725
ΔH ₂	179600.3170	ΔH ₄	225605.7689
Q	1183242.4180	ΔH _R	1273065.1799
		Q _{Loss}	32559.3372
Total	1627966.8584	Total	1627966.8584

11. Scrubber II (D-138)

Fungsi : Memisahkan HCl yang terikut dalam campuran gas keluar



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari reaktor II

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan penyerap

ΔH_3 : Panas yang dibawa gas keluar

ΔH_4 : Panas yang dibawa liquid keluar

Neraca panas overall :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$$

a. Menghitung panas yang dibawa bahan masuk (ΔH_1)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 115 \text{ } ^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1911

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	5623.7254	0.1911	90	96736.5725
Total	5623.7254			96736.5725

b. Menghitung panas yang dibawa bahan penyerap (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
H ₂ O	8356.2042	1.0009	5	41819.4204
Total	8356.2042			41819.4204

c. Menghitung panas yang dibawa gas keluar (ΔH_3)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 36.3745 \text{ } ^\circ\text{C} = 309.52 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	29.244	-0.001	0.000	0.000	0.000	0.1907

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	56.2373	0.1907	11.3745	121.9576
Total	56.2373			121.9576

d. Menghitung panas yang dibawa liquid keluar (ΔH_4)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 36.3745 \text{ } ^\circ\text{C} = 309.52 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
HCl	36.4610	73.993	-0.129	0.000	0.000	0.000	0.6861
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9993

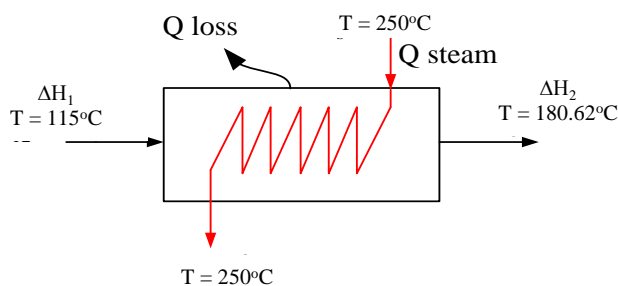
Persamaan yang digunakan : $\Delta H_4 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
HCl	5567.4882	0.6861	11.3745	43449.7660
H ₂ O	8356.2042	0.9993	11.3745	94984.2692
Total	13923.6924			138434.0352

Neraca Panas Scruber II (D-138)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	96736.5725	ΔH_3	121.9576
ΔH_2	41819.4204	ΔH_4	138434.0352
Total	138555.9929	Total	138555.9928

12 Heater (E-142)

Fungsi : Memanaskan liquid yang akan masuk ke distilasi II



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heater

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

- Menghitung panas bahan masuk heater (ΔH_1)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 115 \text{ } ^\circ\text{C} = 388.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C_6H_5COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.3666
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4538
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2812
$ZnCl_2$	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1302
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0086

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_1 (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	6278.7790	0.3666	90	207140.6941
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.4538	90	0.8399
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443	0.2812	90	10599.4132
ZnCl ₂	73.2819	0.1302	90	859.0038
H ₂ O	77.1820	1.0086	90	7005.8179
Total	6848.0077			225605.7689

- Menghitung panas bahan keluar heater (ΔH_2)

Suhu bahan masuk = 180.62 °C = 453.77 K

Suhu reference = 25 °C = 298.15 K

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.4137
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5070
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2984
ZnCl ₂	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1319
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0671

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_3 (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	6278.7790	0.4137	155.6222208	404211.2815
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.5070	155.6222208	1.6223
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443	0.2984	155.6222208	19442.3524
ZnCl ₂	73.2819	0.1319	155.6222208	1504.5486
H ₂ O	77.1820	1.0671	155.6222208	12816.7977
Total	150.4639			437976.6025

- Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02 Q - \Delta H_1$$

$$0.98 Q = 437976.6025 + 4512.115 - 225605.7689$$

$$0.98 Q = 216882.9490$$

$$Q = 221309.1316 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

Tekanan = 3977.6 Kpa = 39.2559 atm

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λ _s (Kj/kg)	m (kg/jam)
221309.1316	2800.4	1085.8	1714.6	540.0428127

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (\Delta H_1 + Q)$$

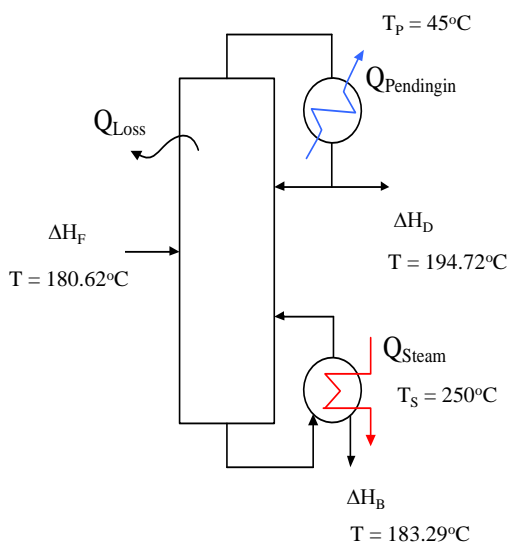
$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (225605.7689 + 221309.1316)$$

$$Q_{\text{loss}} = 8938.2980 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas Heater (E-142)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH ₁	225605.7689	ΔH ₂	437976.6025
Q	221309.1316	Q _{Loss}	8938.2980
Total	446914.9005	Total	446914.9005

13. Kolom Destilasi II (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan Asam benzoat dari Benzotrichloride, Toluena, Zink Chloride, dan Air



Keterangan:

ΔH_F : Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_D : Panas yang terbawa bahan keluar kondensor

ΔH_B : Panas yang terbawa bahan keluar reboiler

Q_{Loss} : Panas yang hilang

Q_C : Panas yang diserap pendingin

Q_S : Panas yang diberikan oleh steam

Neraca Panas Overall

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{Loss}$$

Data yang diperoleh dari perhitungan temperatur bubble point dan dew point

Temperatur pada feed:

Bubble point = 180.6222 °C = 453.7722 K

Dew point = 246.0733 °C = 519.2233 K

Temperatur pada destilat

Bubble point = 194.7175 °C = 467.8675 K

Dew point = 276.6970 °C = 549.8470 K

Temperatur pada bottom

Bubble point = 83.9550 °C = 357.1050 K

Dew point = 183.2856 °C = 456.4356 K

a. Komposisi masing-masing komponen pada tiap aliran bahan dalam kolom destilasi

Komponen	M_5		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X_F	kmol/jam	X_D	kmol/jam	X_B
C_6H_5COOH	51.4132	0.8807	51.2281	0.9033	0.1851	0.1112
$C_6H_5CH_3$	0.0002	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
$C_6H_5CCl_3$	2.1422	0.0367	2.1420	0.0378	0.0002	0.0001
$ZnCl_2$	0.5377	0.0092	0.0000	0.0000	0.5377	0.3230
H_2O	4.2843	0.0734	3.3427	0.0589	0.9416	0.5657
Jumlah	58.3776	1.0000	56.7130	1.0000	1.6646	1.0000

b. Menentukan refluks minimum

Dengan menggunakan persamaan 11,7-4 (Geankoplis, 1993)

$$\alpha = \frac{K_i}{K_C}; \alpha_A = \frac{K_A}{K_C}, \alpha_B = \frac{K_B}{K_C}, \alpha_C = \frac{K_C}{K_C}, \alpha_D = \frac{K_D}{K_C}$$

Dengan menggunakan persamaan 11,7-19 dan 11,7-20 (Geankoplis, 1993)

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya, $q = 1$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\text{Trial } \theta = 2.9630$$

Umpun masuk kolom destilasi

Komposisi	x_F	α	$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
C_6H_5COOH	0.8807	0.2366	-0.0764
$C_6H_5CH_3$	0.0000	11.5387	0.0000
$C_6H_5CCl_3$	0.0367	1.0000	-0.0187
$ZnCl_2$	0.0092	35.6393	0.0100
H_2O	0.0734	21.9993	0.0848
Jumlah	1		0.0

Destilat keluar kolom destilasi

Komposisi	x_D	α	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$
C_6H_5COOH	0.9033	37.7564	0.9802
$C_6H_5CH_3$	0.0000	1.0000	0.0000
$C_6H_5CCl_3$	0.0378	3.5517	0.2278
H_2O	0.0589	75.2273	0.0614
Jumlah	1		1.2694

$$R_m + 1 = 1.2694$$

$$R_m = 0.2694$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan refluks rasio} &= 1.5 \times R_m \\ &= 0.40411 \end{aligned}$$

c. Menghitung komposisi uap dan liquid keluar distilasi

- Komposisi uap yang masuk kondensor

$$\text{Komposisi uap} = X_D \times V$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= 9456.855 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_D	Komposisi Uap (kg/jam)
C_6H_5COOH	0.9033	8542.2548
$C_6H_5CH_3$	0.0000	0.0368
$C_6H_5CCl_3$	0.0378	357.1693
$ZnCl_2$	0.0000	0.0000
H_2O	0.0589	557.3940
Jumlah	1.0	9456.8549

- Komposisi liquid keluar kondensor yang di reflux

$$\text{Komposisi liquid} = X_D \times L_o$$

$$L_o = R \times D$$

$$= 2721.7382 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_D	Komposisi Liquid (kg/jam)
C_6H_5COOH	0.9033	2458.5109
$C_6H_5CH_3$	0.0000	0.0106
$C_6H_5CCl_3$	0.0378	102.7954
$ZnCl_2$	0.0000	0.0000
H_2O	0.0589	160.4213
Jumlah	1.0	2721.7382

- Komposisi liquid masuk reboiler

$$\text{Komposisi liquid} = X_B \times L'$$

$$L' = L_o + (q + F)$$

$$= 2835.6291 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_B	Komposisi Liquid (kg/jam)
C ₆ H ₅ COOH	0.1112	315.2886
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0000	0.0038
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0001	0.3649
ZnCl ₂	0.3230	915.9464
H ₂ O	0.5657	1604.0254
Jumlah	1.0	2835.6291

- Komposisi uap keluar reboiler

$$\text{Komposisi uap} = X_B \times V'$$

$$V' = V + F(q-1)$$

$$= 9456.855 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	x_B	Komposisi Uap (kg/jam)
C ₆ H ₅ COOH	0.1112	1051.4911
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0000	0.0127
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0001	1.2170
ZnCl ₂	0.3230	3054.6914
H ₂ O	0.5657	5349.4428
Jumlah	1.0	9456.8549

d. Menghitung Neraca Panas pada Feed

- Panas yang terkandung dalam feed masuk kolom distilasi (ΔH_F)

$$\Delta H_F = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 180.622221 \text{ } ^\circ\text{C} = 453.77 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.4137
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5070
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2984
ZnCl ₂	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1319
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0671

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_F (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	6278.7790	0.4137	155.62	404211.2815
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.5070	155.62	1.6223
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443	0.2984	155.62	19442.3524
ZnCl ₂	73.2819	0.1319	155.62	1504.5486
H ₂ O	77.1820	1.0671	155.62	12816.7977
Total	6848.0077			437976.6025

e. Menghitung Neraca Panas pada Top Distilat

- Panas yang dibawa uap masuk kondensor (ΔH_V)

$$\Delta H_V = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 276.697 \text{ } ^\circ\text{C} = 549.85 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.4759
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.6353
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3359
H ₂ O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4739

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_V (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	8542.2548	0.4759	251.70	1023217.1886
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0368	0.6353	251.70	5.8908
C ₆ H ₅ CCl ₃	357.1693	0.3359	251.70	30196.4012
H ₂ O	557.3940	0.4739	251.70	66485.5971
Total	9456.8549			1119905.0776

- Panas yang dibawa liquid sebagai reflux (ΔH_L)

$$\Delta H_L = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 194.717513 \text{ } ^\circ\text{C} = 467.87 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.4233
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5215
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3027
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0869

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH _v (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	2458.5109	0.4233	169.72	176626.5628
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0106	0.5215	169.72	0.9385
C ₆ H ₅ CCl ₃	102.7954	0.3027	169.72	5281.2689
H ₂ O	160.4213	1.0869	169.72	29593.0504
Total	2721.7382			211501.8207

- Panas yang dibawa produk keluar kondensor (ΔH_D)

$$\Delta H_D = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 194.717513 \text{ } ^\circ\text{C} = 467.87 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.4233
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5215
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.3027
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0869

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH _D (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	6256.1753	0.4233	169.72	449461.8021
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204	0.5215	169.72	1.8020
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024	0.3027	169.72	21511.4625
H ₂ O	60.2186	1.0869	169.72	11108.5856
Total	6735.1167			482083.6521

f. Menghitung Neraca Panas pada Bottom Distilat

- Panas yang dibawa liquid masuk reboiler (ΔH_A)

$$\Delta H_V = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 83.9549596 \text{ } ^\circ\text{C} = 357.1 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
C_6H_5COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.3430
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4355
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2742
$ZnCl_2$	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1288
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9980

Komponen	m (kg/jam)	C_p (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_A (Kkal/jam)
C_6H_5COOH	315.2886	0.3430	58.95	6375.0278
$C_6H_5CH_3$	0.0038	0.4355	58.95	0.0976
$C_6H_5CCl_3$	0.3649	0.2742	58.95	5.8998
$ZnCl_2$	915.9464	0.1288	58.95	6957.3681
H_2O	1604.0254	0.9980	58.95	94376.0331
Total	2835.6291			107714.4265

- Panas yang dibawa uap sebagai refluks (ΔH_C)

$$\Delta H_C = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 183.285553 \text{ } ^\circ\text{C} = 456.44 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan C_p komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	C_p (Kkal/kg.K)
C_6H_5COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.4155
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.5096
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2992
$ZnCl_2$	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1320
H_2O	18.0149	33.933	-0.008	0.000	0.000	0.000	0.4615

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_v (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	1051.4911	0.4155	158.29	69155.8216
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0127	0.5096	158.29	1.0227
C ₆ H ₅ CCl ₃	1.2170	0.2992	158.29	57.6257
ZnCl ₂	3054.6914	0.1320	158.29	63804.4661
H ₂ O	5349.4428	0.4615	158.29	390779.7876
Total	9456.8549			523798.7238

- Panas yang dibawa liquid keluar boiler (ΔH_B)

$$\Delta H_B = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Suhu uap masuk} = 83.9549596 \text{ } ^\circ\text{C} = 357.1 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.3430
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4355
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2742
ZnCl ₂	136.2880	48.329	0.111	0.000	0.000	0.000	0.1288
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9980

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_v (Kkal/jam)
C ₆ H ₅ COOH	22.6036	0.3430	58.95	457.0371
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0002	0.4355	58.95	0.0053
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0419	0.2742	58.95	0.6770
ZnCl ₂	73.2819	0.1288	58.95	556.6362
H ₂ O	16.9634	0.9980	58.95	998.0754
Total	112.8909			2012.4310

- g. Menghitung panas yang diserap air pendingin (Q_C)

$$\Delta H_v = \Delta H_L + \Delta H_D + Q_C$$

$$Q_C = \Delta H_v - (\Delta H_L + \Delta H_D)$$

$$= 1119905.0776 - (211501.8207 + 482083.6521)$$

$$= 426319.6048 \text{ Kkal/jam}$$

- Massa air pendingin yang dibutuhkan

$$C_p \text{ air} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

$$C_p \text{ air} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9977

$$Q_C = (m \times C_{p_{45}} \times (45-25)) - (0.98 \times m \times C_{p_{30}} \times (30-25))$$

$$m = \frac{Q_C}{(C_{p_{45}} \times (45-25)) - (0.98 \times C_{p_{30}} \times (30-25))}$$

$$m = 28328.30 \text{ kg/jam}$$

- h.** Menghitung panas yang dibawa masuk oleh steam (Q_S)

Asumsi $Q_{Loss} = 2\%$ dari panas masuk

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{Loss}$$

$$\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + 0.02(\Delta H_F + Q_S)$$

$$Q_S = \frac{\Delta H_D + \Delta H_B + Q_C - 0.98\Delta H_F}{0.98}$$

$$= \frac{482083.6521 + 2012.4310 + 426319.6048 - 0.98 \cdot 437976.6025}{0.98}$$

$$= 491018.9974 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas (m)

$$Q = m \cdot \lambda$$

Suhu steam masuk = 250°C

$$\text{Tekanan} = 3977.6 \text{ Kpa} = 39.2559 \text{ atm}$$

Dari steam tabel diperoleh

Q (Kkal/jam)	H _V (Kj/kg)	H _L (Kj/kg)	λs (Kj/kg)	m (kg/jam)
491018.9974	2800.4	1085.8	1714.6	1198.194031

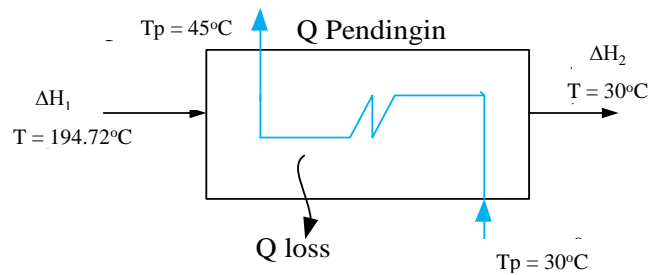
- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Loss}} &= 2\% \text{ dari panas masuk} \\
 &= 0.02(\Delta H_F + Q_S) \\
 &= 0.02 (437976.6025 + 491018.9974) \\
 &= 18579.912 \text{ Kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Kolom Destilasi II (D-140)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kcal/jam	Komponen	Energi kcal/jam
ΔH_F	437976.6025	ΔH_D	482083.6521
Q_S	491018.9974	ΔH_B	2012.4310
		Q_C	426319.6048
		Q_{loss}	18579.9120
Jumlah	928995.6000	Jumlah	928995.6000

14. Kristalizer (X-150)

Fungsi : Membentuk kristal asam benzoat



Dimana :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk kristalizer

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar kristalizer

Q_A : Panas yang dibawa keluar oleh pendingin

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_A + Q_{\text{loss}}$$

- Panas yang dibawa oleh bahan dari distilasi (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = 482083.6521 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 \Delta H_1$$

$$Q_{\text{loss}} = 0.02 (482083.6521)$$

$$Q_{\text{loss}} = 9641.6730 \text{ Kkal/jam}$$

- Menghitung panas bahan keluar kristalizer (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan keluar} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

Menentukan Cp komponen menggunakan : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (Yaws, Carl L, 1999)

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
C_6H_5COOH	122.1239	5.77	0.554	0.000	0.000	0.000	0.3000
$C_6H_5CH_3$	92.1418	83.703	0.517	-0.001	0.000	0.000	0.4105
$C_6H_5CCl_3$	195.4769	80.853	0.863	-0.002	0.000	0.000	0.2621
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/kg.K)	ΔT (K)	ΔH_2 (Kkal/jam)
Kristal				
C_6H_5COOH	6255.8140	0.3000	5.00	9382.7128
Larutan Sisa				
C_6H_5COOH	0.3613	0.3000	5.00	0.5419
$C_6H_5CH_3$	0.0204	0.4105	5.00	0.0418
$C_6H_5CCl_3$	418.7024	0.2621	5.00	548.7792
H_2O	60.2186	1.0009	5.00	301.3699
Total	6255.8140			10233.4456

- Menghitung panas yang diserap oleh air pendingin (Q_A)

$$Q_A = \Delta H_1 - (\Delta H_2 + Q_{\text{loss}})$$

$$= 482083.6521 - (10233.4456 + 9641.6730)$$

$$= 462208.5335$$

- Kebutuhan air pendingin (m)

$$C_p \text{ air} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H_2O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	1.0009

$$C_p \text{ air} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318.15 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	Cp (Kkal/kg.K)
H ₂ O	18.0149	92.053	-0.040	0.000	0.000	0.000	0.9977

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_A + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 - (\Delta H_2 - Q_{\text{loss}}) = Q_A$$

$$\Delta H_1 - (\Delta H_2 - Q_{\text{loss}}) = (m \times C_{p45} \times (45-25)) - (0.98 \times m \times C_{p30} \times (30-25))$$

$$m = \frac{\Delta H_1 - (\Delta H_2 + Q_{\text{loss}})}{(C_{p45} \times (45-25)) - (0.98 \times C_{p30} \times (30-25))}$$

$$m = 45941.48 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Kristalizer (X-150)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH_1	482083.6521	ΔH_2	10233.4456
		Q_A	462208.5335
		Q_{Loss}	9641.6730
Total	482083.6521	Total	482083.6521

APPENDIKS C
SPEKIFIKASI PERALATAN

1. Storage Katalis (F-111)

Fungsi : Menyimpan katalis $ZnCl_2$

Tipe : Gudang

Direncanakan :

Waktu tinggal (q) : = 14 hari = 336 jam

Volume gudang = 80% storage

Jumlah gudang = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

ρ bahan = 181.4781 lb/ft³

Kapasitas bahan masuk = 73.2819 kg/jam = 161.5572 lb/jam

Perhitungan

a. Menghitung Volume Gudang

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \frac{m}{\rho} \times q = \frac{161.5572}{181.4781} \times 336 \\ &= 299.1172 \text{ ft}^3 \\ &= 8.4701 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume ruang kosong = 20% volume gudang

Volume gudang = Volume gudang + 20% volume gudang

$$= 373.8965 \text{ ft}^3$$

$$= 10.5876 \text{ m}^3$$

b. Menghitung Ukuran Gudang

Ditetapkan :

Panjang = 3 × lebar gudang

Tinggi I beam = 12 m

Maka :

$$\begin{aligned} V &= P \times l \times t \\ 10.5876 \text{ m}^3 &= 2 l \times l \times 12 \\ 10.5876 \text{ m}^3 &= 24 l^2 \\ l &= 0.6642 \text{ m} \\ \text{diambil } l &= 0.6642 \text{ m} = 14 \text{ m} \\ p &= 42 \text{ m} \\ t &= 12 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama : Gudang penyimpanan katalis $ZnCl_2$

Bahan : Beton

Ukuran : panjang = 42 m

lebar = 14 m

tinggi = 12 m
 Kapasitas : 161.5572 m³
 Jumlah : 1 buah

2. Tangki Storage C₆H₅CH₃ (F-112)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku C₆H₅CH₃ dalam bentuk liquid selama 7 hari
 Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah datar

Direncanakan :

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
 Allowable stress (f) = 18750
 Tipe pengelasan = Double welded butt joint, = 0.8
 Faktor korosi (C) = 2/16
 Waktu tinggal (q) = 7 hari = 168 jam
 Volume fluida = 80% storage
 Jumlah tangki = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu operasi = 30 °C
 Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.814599	0.9950	54.1188	53.8482
C ₆ H ₆	25.83323919	0.0050	54.8492	0.2742
Total	5166.647838	1.0000	108.9680	54.1225

ρ C₆H₅CH₃ dan C₆H₆ Perry's Chemical Engineers' edisi 7

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{54.1225}{1.0000} = 54.1225 \text{ lb/ft}^3 = 866.93 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate aliran C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 = 5166.6478 \text{ kg/jam} = 11390.3918 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Volume Tangki

$$\text{Volume liquida} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{11390.3918}{54.1225} \times 168$$

$$= 5050.9427 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume ruang kosong} = 20\% \text{ volume tangki}$$

$$\text{Volume tangki total} = \text{Volume liquid} + 20\% \text{ volume tangki kosong}$$

$$= 6313.6784 \text{ ft}^3 = 178.6771 \text{ m}^3$$

B. Menentukan Dimensi tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } L_s &= 1.5 \text{ di} \\
 \text{Volume tanki} &= \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas standar dish} \\
 6313.6784 &= \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3 \\
 &= \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5 di + 0,0847 di^3 \\
 \text{Jumlah tangki} &= 1 \text{ buah, jadi volume per tangki} = 6313.6784 \text{ ft}^3 \\
 6313.6784 &= 1.2649 di^3 \\
 di^3 &= 4991.4447 \\
 di &= 17.0900 \text{ ft} \\
 &= 205.080 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Tinggi Liquida Dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times di^2} \\
 &= \frac{80\% \text{ volume liquida}}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (17,0901)^2} \\
 &= 22.0302 \text{ ft} \\
 &= 264.3625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho(HL-1)}{144} = \frac{54,1225(22,0303-1)}{144} \\
 &= 7.9042 \text{ psig} \\
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0 + 7.9042 = 7.9042 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P_i \times di}{2(fE - 0,6P_i)} + C \\
 &= \frac{7,9043 \times 205,0812}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 7,9043)} + \frac{2}{16} \\
 &= 0.1790417 \times \frac{16}{16} \\
 ts &= \frac{2.8647}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \\
 do &= di + 2(ts) \\
 &= 205.080 + 2(3/16) \\
 &= 205.455 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 57 hal 90, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 do_{st} &= 216 \text{ in} \\
 icr &= 13 \text{ in} \\
 r &= 170 \text{ in} \\
 ts &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
 di_{baru} &= do_{st} - 2ts \\
 &= 216 - 2(3/16) \\
 &= 215.6250 \text{ in} \\
 &= 17.9688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1.5 \times di \\
 &= 1.5 \times 17.9688 \text{ ft} \\
 &= 26.9531 \text{ ft} \\
 &= 323.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = di_{baru}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{fE - 0,1\text{Pi}} \times C \\
 &= \frac{0,885 \times 7,9042 \times 215,6250}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 7,9042} \times \frac{2}{16} \\
 &= 0,2255617 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{3,6090}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tutup atas (ha)} &= 0,169 \times di \\
 &= 0,169 \times 215,625 \text{ in} \\
 &= 36,4406 \text{ in} = 3,0367 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 323,4375 \text{ in} + 36,4406 \text{ in} \\
 &= 359,8781 \text{ in} \\
 &= 29,9898 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Untuk menyimpan $C_5H_6CH_3$
Jumlah tangki	= 1 buah
Waktu tinggal	= 7 hari
Bahan konstruksi	= High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume tangki	= 6313.6784 ft^3
Diameter dalam (di)	= 215.6250 in
Diameter luar (do)	= 216 in
Tekanan hidrostatik (Ph)	= 7.9042 psig

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan design (Pi)} &= 7.9042 \text{ psig} \\
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{3 \text{ in}}{16} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 323.4375 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tangki (H)} &= 359.8781 \text{ in} \\
 \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{4}{16} \\
 \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 36.4406 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Tangki Storage Cl₂ (F-113)

- Fungsi : Untuk menampung bahan baku Cl₂ dalam bentuk liquid selama 7 hari
- Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah datar

Direncanakan :

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Allowable stress (f) = 18750
- Tipe pengelasan = Double welded butt joint, = 0.8
- Faktor korosi (C) = 2/16
- Waktu tinggal (q) = 7 hari = 168 jam
- Volume fluida = 80% storage
- Jumlah tangki = 2 buah

Kondisi operasi :

- Suhu operasi = 25 °C
- Tekanan operasi = 7.7 atm = 113 psia = 98.5 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
Cl ₂	11868.05208	0.9970	88.7600	88.4937
H ₂ O	35.71129011	0.0030	0.0480	0.0001
Total	11903.76337	1.0000	88.8080	88.4939

ρ Cl₂ dan H₂O Perry's Chemical Engineers' edisi 7

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\
 &= \frac{88.4939}{1.0000} = 88.4939 \text{ lb/ft}^3 = 1417.49 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Rate aliran Cl}_2 = 11903.763 \text{ kg/jam} = 26243.0367 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Volume Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquida} &= \frac{m}{\rho} \times q = \frac{26243.0367}{88.4939} \times 168 \\
 &= 7117.2492 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume ruang kosong} &= 20\% \text{ volume tangki} \\
 \text{Volume tangki total} &= \text{Volume liquid} + 20\% \text{ volume tangki kosong} \\
 &= 8896.5615 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

B. Menentukan Dimensi tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } L_s &= 1.5 \text{ di} \\
 \text{Volume tangki} &= \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas standar dish} \\
 8896.5615 &= \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3 \\
 &= \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5 di + 0,0847 di^3 \\
 \text{Jumlah tangki} &= 2 \text{ buah, jadi volume per tangki} = 4448.2807 \text{ ft}^3 \\
 4448.2807 &= 1.2649 di^3 \\
 di^3 &= 3516.7055 \\
 di &= 15.2071 \text{ ft} \\
 &= 182.485 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Tinggi Liquida Dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times di^2} \\
 &= \frac{80\% \text{ volume liquida}}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (17,0901)^2} \\
 &= 39.2059 \text{ ft} \\
 &= 470.47126 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (HL-1)}{144} = \frac{88.50 (39.2059 - 1)}{144} \\
 &= 23.4791 \text{ psig} \\
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 98.49 + 23.4791 = 121.969 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{P_i \times di}{2(fE - 0,6P_i)} + C \\
 &= \frac{7,9043 \times 205,0812}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 7,9043)} + \frac{2}{16} \\
 &= 0.868731 \times \frac{16}{16} \\
 ts &= \frac{13.8997}{16} \text{ in} \approx \frac{14}{16} \text{ in} \\
 do &= di + 2(ts) \\
 &= 182.485 + 2(14/16) \\
 &= 184.235 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 57 hal 90, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 do_{st} &= 192 \text{ in} \\
 icr &= 11.5 \text{ in} \\
 r &= 170 \text{ in} \\
 ts &= \frac{14}{16} \text{ in} \\
 di_{baru} &= do_{st} - 2ts \\
 &= 192 - 2(14/16) \\
 &= 191.6250 \text{ in} \\
 &= 15.9688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1.5 \times di \\
 &= 1.5 \times 15.9688 \text{ ft} \\
 &= 23.9531 \text{ ft} \\
 &= 287.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = di_{baru}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{0,885 \times Pi \times r}{fE - 0,1Pi} \times C \\
 &= \frac{0,885 \times 121.696 \times 191.625}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 121.696} \times \frac{2}{16} \\
 &= 1.5050896 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{24.0814}{16} \text{ in} \approx \frac{24}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tutup atas (ha)} &= 0.169 \times di \\
 &= 0.169 \times 191.625 \text{ in} \\
 &= 32.3846 \text{ in} = 2.6987 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 287.4375 \text{ in} + 32.3846 \text{ in} \\
 &= 319.8221 \text{ in} \\
 &= 26.6518 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Untuk menyimpan Cl ₂
Jumlah tangki	= 2 buah
Waktu tinggal	= 7 hari
Bahan konstruksi	= High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume tangki	= 8896.5615 ft ³
Diameter dalam (di)	= 191.6250 in
Diameter luar (do)	= 192 in

Tekanan hidrostatik (Ph)	=	23.4791	psig
Tekanan design (Pi)	=	121.9691	psig
Tebal silinder (ts)	=	$\frac{14}{16}$	in
Tinggi silinder (Ls)	=	287.4375	in
Tinggi Tangki (H)	=	319.8221	in
Tebal tutup atas (tha)	=	$\frac{24}{16}$	in
Tinggi tutup atas (ha)	=	32.3846	in

4. Kompresor Cl₂

Fungsi : untuk mengalirkan gas chlorine dari storage chlorine dengan menaikkan tekanan 1 atm menjadi 1.4 atm

Tipe : setrifugal blower

Kondisi Operasi :

Rate	:	8896.561	kg/jam
Densitas udara	:	0.8762	kg/m ³
Suhu udara	:	87	°C
P1	=	1 atm =	14.7 psia
P2	=	1.4 atm =	20.58 psia

Perhitungan :

a) Menghitung kecepatan volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{10153.6 \text{ m}^3/\text{jam}}{1} = 99.505 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

b) Menghitung daya blower

$$\begin{aligned} \Delta P &= P2 - P1 \\ &= 20.6 - 14.7 \\ &= 5.8800 \text{ psia} = 846.7 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= Q \times \Delta P \\ &= 84252.894 \text{ ft.lb/s} = 153.187 \text{ Hp} = 154 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Nama alat	:	Kompresor
Fungsi	:	untuk mengalirkan gas chlorine dari storage chlorine dengan menaikkan tekanan 1 atm menjadi 1.4 atm
Tipe	:	Centrifugal blower
Rate	:	99.505025
Daya blower	:	154 Hp
Kecepatan volumetric	:	99.5050
Jumlah	:	1 buah

5. Heater Cl₂ (E-115)

Fungsi : Untuk memanaskan gas Cl₂ ke dalam reaktor dari 25 °C sampai 100°C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 11903.8 kg/jam = 26243.0367 lb/jam
- suhu bahan masuk (t1) = 25 °C = 77 °F
- suhu bahan keluar (t2) = 100 °C = 212 °F
- kebutuhan steam (m) = 245.561 kg/jam
= 541.363 lb/jam
- panas yang dibawa steam (Q) = 100630.574 kkal/jam
= 39907.429 btu/jam
- suhu steam masuk (T₁) = 250 °C = 482 °F
- suhu steam kondensat (T₂) = 250 °C = 482 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
Cl ₂	11868.0521	0.9970	97.3876	97.0954
H ₂ O	35.7113	0.0030	62.1533	0.1865
Total	11903.7634	1.0000	159.54	97.2819

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{97.2819}{1.0000} = 97.2819 \text{ lb/ft}^3$$

Kern, Tabel 15 Halaman 824

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (centipoises)	xi.μi
Cl ₂	11868.0521	0.9970	0.017	0.0169
H ₂ O	35.7113	0.0030	0.0125	0.0000
Total	11903.7634	1.0000	0.0295	0.0170

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{0.0170}{1.0000} = 0.0170 \text{ cp}$$

Perhitungan :**a. Menghitung Δt**

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = [482 - 77] = 405.0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = [482 - 212] = 270 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{405 - 270}{\ln \frac{405.0}{270.0}} = \frac{135}{0.405} = 332.9510 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} = 1 \times 332.951 = 332.951 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 145 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 2 x 1 1/4" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 "kern", didapatkan :

-> **Bagian annulus (klorin)**

$$a_{\text{an}} = 1.19 \text{ in}^2 = 0.0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0.915 \text{ in} = 0.0763 \text{ ft}$$

$$d_i = 0.4 \text{ in} = 0.0333 \text{ ft}$$

-> **Bagian Pipa (Steam)**

$$a'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$d_i = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$d_o = 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft}$$

$$a_p = 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (steam)
1. Menghitung NRe	1'. Menghitung Nre pipa
$G_{\text{an}} = \frac{W}{a_{\text{an}}}$ $= \frac{26243.0367 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 3175627.974 \text{ lb/jam.ft}^2$	$G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{541.3630 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 51970.8528 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p style="text-align: center;">(fig.14 "Kern", hal.823)</p>
$\mu = 0.0170 \text{ centipoises}$ $= 0.0411073 \text{ lb/ft.j}$	$\mu = 0.018 \text{ (Pada suhu } T_c)$
$Nre_{\text{an}} = \frac{G_{\text{an}} \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{3175627.974 \times 0.0763}{0.0170 \times 2.42}$ $= 5890473.3779$	$Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{51970.9 \times 0.1150}{0.018 \times 2.42}$ $= 137204.960$
2. JH = 680 (fig.28 "Kern" hal 838)	2' JH = -
	3' Harga koefisien film

<p>3. Menghitung harga koefisien film</p> <p>CP = 0.1200 Btu/lb.°F (Tabel 5 "Kern", hal.800)</p> <p>k = 0.0043 Btu/jam.ft².°F/ft</p> <p>k (Cp.μ/k)^{1/3} = 0.0034</p> <p>ho/φs = 19.825239</p> <p>tw = 140.09751 °F (fig.3 "Kern", hal.825)</p> <p>μw = 0.015 cP (μ Pada suhu tw)</p> <p>φs = 1.0175641</p> <p>ho = 20.173451 Btu/jam.ft²°F</p>	<p>perpindahan panas</p> <p>hio = 1500 Btu/jam.ft²°F</p>
---	---

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{20.173451 \times 1500}{20.173451 + 1500} \\
 &= 19.9057 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\
 0.004 &= \frac{19.9057 - U_D}{19.9057 \times U_D} \\
 0.00032 &= \frac{19.9057 - U_D}{19.8994 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}} \\
 U_D &= 19.8994 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \\
 A &= \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{39907.4294}{19.8994 \times 332.9510} = 6.0233 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{6.0233}{0.4350} = 13.847 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0.577	1	24	10.4400	11.4808	0.037	8.216
15	0.462	1	30	13.0500	9.1847	0.059	13.660
20	0.346	1	40	17.4000	6.8885	0.095	22.733

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 8.216

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
<p>1. Menghitung Nre dan friksi</p> $\begin{aligned} Nre &= 5890473.378 \\ &\text{(fig.26 "Kern", hal.839)} \\ f \text{ tabel} &= 0.0003 \\ f &= 0.0007 \end{aligned}$	<p>1'. Menghitung Nre</p> $\begin{aligned} Nre &= 137204.960 \\ &\text{(fig.26 "Kern", hal.836)} \\ f \text{ tabel} &= 0.00003 \\ f &= 0.00187 \end{aligned}$
<p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\begin{aligned} \rho &= 97.2819 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\ \Delta P_1 &= \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144} \\ &= 1.5030 \text{ psi} \\ &\text{(fig.27 "Kern", hal.837)} \end{aligned}$	<p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\begin{aligned} \rho &= 1.237 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\ \Delta P_p &= \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144} \\ &= 0.01418435 \text{ psi} \end{aligned}$
<p>3. $V = \frac{G}{3600 \cdot \rho} = \frac{3175628.0}{3600 \cdot 97.3}$</p> $\begin{aligned} &= 9.0677 \\ &= 0.837 \text{ psi} \end{aligned}$ <p>$\Delta P_n = n \cdot V$</p> $\begin{aligned} &= 0.8365 \text{ psi} \end{aligned}$	<p>$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>
<p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\begin{aligned} \Delta P_{an} &= \Delta P_1 + \Delta P_n \\ &= 2.3396 \text{ psi} \end{aligned}$ <p>$\Delta P_{an} < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>	

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Untuk memanaskan gas Cl2 yang menuju reaktor I
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	11903.7634 kg/jam = 26243.0367 lb/jam
Rate steam	:	541.3630 kg/jam = 1193.4890 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1 buah
Diameter luar pipa	:	0.4000 in = 0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

6. Pompa Piston (L-116)

Fungsi = Memompa Toulene menuju reaktor I

Type = Pompa piston

Direncanakan :

Jumlah = 1 buah

Bahan konstruksi = Cast Iron

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₅ H ₆ CH ₃	5140.8146	0.9950	54.1188	53.8482
C ₆ H ₆	25.8332	0.0050	54.8492	0.2742
Total	5166.6478	1.0000	108.9680	54.1225

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi} \\ &= \frac{54.1225}{1.0000} = 54.1225 \text{ lb/ft}^3 = 866.93 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.9950	0.5500	0.5473
C ₆ H ₅ CCl ₃	25.8332	0.0050	0.5600	0.0028
Total	5166.6478	1.0000	1.1100	0.5501

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.5501}{1.0000} = 0.5501 \text{ lb/ft.s} = 1980.18 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

Rate aliran = 5166.6478 kg/jam = 11390.3918 lb/jam

PERHITUNGAN :**A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)**

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{11390.3918}{54.1225} = 210.4559 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0585 \text{ ft}^3/\text{s} = 26.2389 \text{ gal/menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Di_{\text{optimum}} &= 3.9 Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Pers.15 "Petters \& Timmerhaus" hal 496)} \\ &= 3.9 \times 0.0747^{0.45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 85,8758^{0.13} \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1.8260 \text{ in} = 2 \text{ in} \\ &= 0.1522 \text{ ft}\end{aligned}$$

Standarisasi Di = 2 in sch 40 (Kern, Table.11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 2.380 in = 0.1983 ft

ID = 2.067 in = 0.1723 ft

$$A = 3.35 \text{ in} = 0.2792 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{210.456}{0.27917} \\ &= 753.8720 \text{ ft/jam} \\ &= 0.2094 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.17225 \times 753.8720 \times 54.1225}{0.5501} \\ &= 12777.09619 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulent}) \end{aligned}$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent roughness } (\epsilon) = 0.000046 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\epsilon}{D} = 0.0003 \text{ in}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = \mathbf{0.004}$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned} - \text{ Panjang pipa lurus} &= 60 \text{ ft} \\ - \text{ elbow } 90^\circ &= 4 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 30 \text{ (foust, hal 719)} \\ \text{L elbow} &= 30 \\ &= 30 \times 4 \times 0.2 \text{ ft} \\ &= 23.800 \text{ ft} \\ - \text{ Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 340 \\ \text{L elbow} &= 340 \text{ ID} \\ &= 340 \times 1 \times 0.198 \text{ ft} \\ &= 67.433 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\ &= 60 + 23.800 + 67.433 \\ &= 151.2333 \text{ ft} \\ &= 1814.8 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0.004 \times \frac{151.2333}{0.17225} \times \frac{0.2094^2}{2 \times 32.17} \\ &= 0.0096 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2g_c} = 0.75 \frac{0.2094^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.0005 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Elbow 90°, 4 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} = 2 \times 0.75 \frac{0.2094^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 4.483E-05 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Total friksi} = (\Sigma F) = 0.0096 + 0.0005 + 4.5E-05$$

$$= 0.0101 \text{ lbf.ft/lbm}$$

F. Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Hulum Bernoulli

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 0.2094 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

Sehingga kesetimbangan mekanik :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

$$\frac{0,1870^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} + 30 \frac{32.174}{32.174} + \frac{0}{54.1225} + 0.0101 = -W_s$$

$$-W_s = 30.0540 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 31\%$$

(fig. 1437 "Petters & Timmerhouse", hal.520)

$$W_s = -\eta W_p$$

$$30.0540 = -31\% W_p$$

$$W_p = 96.9483 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 210.4559 \times 54.1225$$

$$= 11390.3918 \text{ lbm/jam}$$

$$= 3.1640 \text{ lbm/s}$$

$$\text{WHp} = W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 96.9483 \times 3.1640 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 0.5577 \text{ hp}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHp} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.5577}{0.3100} \\
 &= 1.7991 \text{ Hp} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 80\% \\
 &\text{fig. 14-38 "Petters \& Timmerhause", hal.521} \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{1.7991}{80\%} \\
 &= 2.2489 \text{ Hp} \approx 3 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	:	Untuk mengalirkan toluene dari tangki penampung menuju reaktor I
Type	:	Pompa Piston
Jumlah pompa	:	1 buah
Daya	:	3 Hp
Kapasitas	:	210.4559 ft ³ /jam
panjang pipa	:	1815 in = 46.096 m

7. Heater Toluene (E-117)

Fungsi : Untuk memanaskan larutan toluene yang masuk ke dalam reaktor dari 30⁰C sampai 100⁰C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft².⁰F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 5166.6 kg/jam = 11390.3918 lb/jam
- suhu bahan masuk (t₁) = 30 °C = 86 °F
- suhu bahan keluar (t₂) = 100 °C = 212 °F
- kebutuhan steam (m) = 403.119 kg/jam
= 888.716 lb/jam
- panas yang dibawa steam (Q) = 165197.842 kkal/jam
= 65513.104 btu/jam
- suhu steam masuk (T₁) = 250 °C = 482 °F
- suhu steam kondensat (T₂) = 250 °C = 482 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.9950	54.1188	53.8482
C ₆ H ₆	25.8332	0.0050	54.8492	0.2742
Total	5166.6478	1.0000	108.97	54.1225

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran } 140 &= \frac{\sum xi. \rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{54.1225}{1.0000} = 54.1225 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Kern, Tabel 15 Halaman 824

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (centipoises)	xi. μ i
C ₆ H ₅ CH ₃	5140.8146	0.9950	0.5500	0.5473
C ₆ H ₆	25.8332	0.0050	0.5600	0.0028
Total	5166.6478	1.0000	1.1100	0.5501

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi. \mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.5501}{1.0000} = 0.5501 \text{ cp} \end{aligned}$$

Perhitungan :

a. Menghitung Δt

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_2 - t_1 = [482 - 86] = 396.0 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 &= T_1 - t_2 = [482 - 212] = 270 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

maka,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{396 - 270}{\ln \frac{396.0}{270.0}} = \frac{126}{0.383} = 328.9884 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 328.9884 = 328.988 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 2 x 1 1/4" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 'kern", didapatkan :

-> **Bagian annulus (klorin)**

$$a_{an} = 1.19 \text{ in}^2 = 0.0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0.915 \text{ in} = 0.0763 \text{ ft}$$

$$d_e' = 0.4 \text{ in} = 0.0333 \text{ ft}$$

-> **Bagian Pipa (Steam)**

$$a'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$d_i = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} d_o &= 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft} \\ a_p &= 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian <i>Anulus</i> (Bahan)	Bagian <i>Pipa</i> (steam)
<p>1. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{11390.3918 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 1378333.128 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = \frac{0.5501 \text{ centipoises}}{1.331121 \text{ lb/ft.j}}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1378333.128 \times 0.0763}{0.5501 \times 2.42}$ $= 78954.4309$ <p>2. JH = 160 (fig.28 "Kern" hal 838)</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film</p> $CP = 0.6400 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig.2 "Kern", hal.804)</p> $k = 0.0860 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$ <p>(Tabel 5 "Kern", hal.800)</p> $k (Cp \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.1376$ $ho / \phi_s = 191.40289$ $tw = 111.31698 \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(fig.3 "Kern", hal.825)</p> $\mu_w = 0.015 \text{ cP}$ <p>(μ Pada suhu tw)</p> $\phi_s = 1.6557834$ $ho = 316.92173 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>1'. Menghitung Nre pipa</p> $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{888.7161 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 85316.7419 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>(fig.14 "Kern", hal.823)</p> $\mu = 0.018 \text{ (Pada suhu } T_c)$ $Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{85316.7 \times 0.1150}{0.018 \times 2.42}$ $= 225239.332$ <p>2' JH = -</p> <p>3' Harga koefisien film perpindahan panas</p> $hio = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{ho \times hio}{ho + hio} \\ &= \frac{316.92173 \times 1500}{316.92173 + 1500} \\ &= 261.6418 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0.004 = \frac{261.6418 - U_D}{261.6418 \times U_D}$$

$$0.00419 = \frac{261.6418 - U_D}{260.5510 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

$$U_D = 260.5510 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{65513.1036}{260.5510 \times 328.9884} = 0.7643 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{0.7643}{0.4350} = 1.757 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0.073	1	24	10.4400	11.4808	0.037	8.216
15	0.059	1	30	13.0500	9.1847	0.059	13.660
20	0.044	1	40	17.4000	6.8885	0.095	22.733

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 8.216

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
<p>1. Menghitung Nre dan friksi</p> $Nre = 78954.43092$ <p>(fig.26 "Kern", hal.839)</p> $f \text{ tabel} = 0.0035$ $f = 0.0058$	<p>1'. Menghitung Nre</p> $Nre = 225239.332$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f \text{ tabel} = 0.00003$ $f = 0.00152$
<p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\rho = 54.1225 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 4.3621 \text{ psi}$ <p>(fig.27 "Kern", hal.837)</p>	<p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\rho = 1.237 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ $= 0.03116836 \text{ psi}$
<p>3. $V = \frac{G}{3600 \cdot \rho} = \frac{1378333.1}{3600 \cdot 54.1} = 7.0741$</p> $= 0.283 \text{ psi}$	<p>$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>
<p>$\Delta P_n = n \cdot 0.2833 \text{ psi}$</p>	

<p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\Delta P_{an} = \Delta P_l + \Delta P_n$ $= 4.6454 \text{ psi}$ $\Delta P_{an} < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$	
--	--

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Untuk memanaskan larutan toluene yang masuk ke dlm reaktor dari 30 ⁰ C sampai 100 ⁰ C
Tipe	:	DPHE
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	5166.6478 kg/jam = 11390.3918 lb/jam
Rate steam	:	888.7161 kg/jam = 1959.2634 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1 buah
Diameter luar pipa	:	0.4000 in = 0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

8. Reaktor I (R-110)

Lihat Perancangan Alat Utama Reaktor Anastasia Priscilia

9. Heater Larutan (E-122)

Fungsi : Untuk memanaskan larutan campuran yang akan masuk ke kolom ditilasi I dari 100⁰C sampai 199⁰C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft².⁰F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 10675.5 kg/jam = 23535.2443 lb/jam
- suhu bahan masuk (t1) = 100 ⁰C = 212 ⁰F
- suhu bahan keluar (t2) = 199 ⁰C = 390 ⁰F
- kebutuhan steam (m) = 882.686 kg/jam
= 1945.97 lb/jam
- panas yang dibawa steam (Q) = 361723.93 kkal/jam
= 143450.161 btu/jam
- suhu steam masuk (T₁) = 250 ⁰C = 482 ⁰F
- suhu steam kondensat (T₂) = 250 ⁰C = 482 ⁰F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326	0.0193	54.1188	1.0424
C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842	0.9807	86.1506	84.4912
Total	10675.5168	1.0000	140.27	85.5336

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran } 100 &= \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{85.5336}{1.0000} = 85.5336 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Kern, Tabel 15 Halaman 824

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (centipoises)	xi. μ i
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326	0.0193	0.5500	0.0106
C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842	0.9807	0.5600	0.5492
Total	10675.5168	1.0000	1.1100	0.5598

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{0.5598}{1.0000} = 0.5598 \text{ cp}\end{aligned}$$

Perhitungan :

a. Menghitung Δt

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = [482 - 212] = 270.0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = [482 - 390] = 91.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{270 - 91.8}{\ln \frac{270.0}{91.8}} = \frac{178}{1.079} = 165.1821 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 165.1821 = 165.182 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 301 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 2 x 1 1/4" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 'kern", didapatkan :

-> **Bagian annulus (klorin)**

$$a_{an} = 1.19 \text{ in}^2 = 0.0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0.915 \text{ in} = 0.0763 \text{ ft}$$

$$d_e' = 0.4 \text{ in} = 0.0333 \text{ ft}$$

-> **Bagian Pipa (Steam)**

$$a'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$d_i = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} d_o &= 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft} \\ a_p &= 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian <i>Anulus</i> (Bahan)	Bagian <i>Pipa</i> (steam)
<p>1. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{23535.2443 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 2847962.337 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = \frac{0.5598 \text{ centipoises}}{1.3547339 \text{ lb/ft.j}}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{2847962.337 \times 0.0763}{0.5598 \times 2.42}$ $= 160295.0476$ <p>2. JH = 230 (fig.28 "Kern" hal 838)</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film</p> $CP = 0.5300 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig.2 "Kern", hal.804)</p> $k = 0.0870 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/ft}$ <p>(Tabel 5 "Kern", hal.800)</p> $k (Cp.\mu/k)^{1/3} = 0.1310$ $ho/\phi_s = 261.90733$ $tw = 274.20923 \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(fig.3 "Kern", hal.825)</p> $\mu_w = 0.015 \text{ cP}$ <p>(μ Pada suhu tw)</p> $\phi_s = 1.6598645$ $ho = 434.73068 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$	<p>1'. Menghitung Nre pipa</p> $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{1945.9689 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 186813.0142 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>(fig.14 "Kern", hal.823)</p> $\mu = 0.018 \text{ (Pada suhu } T_c)$ $Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{186813.0 \times 0.1150}{0.018 \times 2.42}$ $= 493193.219$ <p>2' JH = -</p> <p>3' Harga koefisien film perpindahan panas</p> $hio = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{ho \times hio}{ho + hio} \\ &= \frac{434.73068 \times 1500}{434.73068 + 1500} \\ &= 337.0474 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0.004 = \frac{337.0474 - U_D}{337.0474 \times U_D}$$

$$0.00539 = \frac{337.0474 - U_D}{335.2396 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{143450.1608}{335.2396 \times 165.1821} = 2.5905 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{2.5905}{0.4350} = 5.955 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0.577	1	24	10.4400	11.4024	0.037	8.366
15	0.462	1	30	13.0500	9.1220	0.059	13.847
20	0.346	1	40	17.4000	6.8415	0.096	22.983

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 8.366

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
<p>1. Menghitung Nre dan friksi</p> $Nre = 160295.0476$ <p>(fig.26 "Kern", hal.839)</p> $f \text{ tabel} = 0.0025$ $f = 0.0042$	<p>1'. Menghitung Nre</p> $Nre = 493193.219$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f \text{ tabel} = 0.00003$ $f = 0.00111$
<p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\rho = 85.5336 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 8.5507 \text{ psi}$ <p>(fig.27 "Kern", hal.837)</p>	<p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\rho = 1.237 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ $= 0.10843099 \text{ psi}$
<p>3. $V = \frac{G}{3600 \cdot \rho} = \frac{2847962.3}{3600 \cdot 85.5}$</p> $= 9.249$ $= 0.765 \text{ psi}$	<p>$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>
<p>$\Delta P_n = n$</p> $= 0.7652 \text{ psi}$	

<p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\Delta P_{an} = \Delta P_l + \Delta P_n$ $= 9.3159 \text{ psi}$ $\Delta P_{an} < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$	
--	--

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Untuk memanaskan larutan campuran yang akan masuk ke kolom ditilasi I dari 100 ⁰ C sampai 199 ⁰ C
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	10675.5168 kg/jam = 23535.2443 lb/jam
Rate steam	:	1945.969 kg/jam = 4290.0830 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1 buah
Diameter luar pipa	:	0.4000 in = 0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

10. Pompa sentrifugal (L-121)

Fungsi = untuk mempa larutan dari reaktor I ke heater

Type = Pompa sentrifugal

Direncanakan :

Jumlah = 1 buah

Bahan konstruksi = Cast Iron

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 100 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326	0.0193	54.1188	1.0424
C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842	0.9807	86.1506	84.4912
Total	10675.5168	1.0000	140.2694	85.5336

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{85.5336}{1.0000} = 85.5336 \text{ lb/ft}^3 = 1370.07 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6326	0.0193	0.5500	0.0106
C ₆ H ₅ CCl ₃	10469.8842	0.9807	0.5600	0.5492
Total	10675.5168	1.0000	1.1100	0.5598

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{0.5598}{1.0000} = 0.5598 \text{ lb/ft.s} = 2015.31 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

$$\text{Rate aliran} = 10675.5168 \text{ kg/jam} = 23535.2443 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :**A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)**

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{23535.2443}{85.5336} = 275.1579 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0764 \text{ ft}^3/\text{s} = 34.3057 \text{ gal/menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D_{i_{\text{optimum}}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters \& Timmerhaus" hal 496}) \\ &= 3.9 \times 0,0747^{0,45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 85,8758^{0,13} \text{ lb/ft}^3 \\ &= 2.1863 \text{ in} = 2.5 \text{ in} \\ &= 0.1822 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi } D_i = 2.5 \text{ in sch 40} \quad (\text{Kern, Table.11 hal 844})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 2.875 \text{ in} = 0.2396 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.469 \text{ in} = 0.2058 \text{ ft}$$

$$A = 4.79 \text{ in} = 0.3992 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{275.158}{0.39917} \\ &= 689.3308 \text{ ft/jam} \\ &= 0.1915 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}\text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.20575 \times 689.3308 \times 85.5336}{0.5598} \\ &= 21670.33717 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulent})\end{aligned}$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent rougness } (\epsilon) = 0.000046 \text{ m}$$

$$\text{Relative rougness } \frac{\epsilon}{D} = 0.0002 \text{ in}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.004$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 60 ft
- elbow 90° = 2 buah
- Le/D = 30 (foust, hal 719)
- L elbow = 30

$$\begin{aligned}
 &= 30 \times 2 \times 0.24 \text{ ft} \\
 &= 14.375 \text{ ft} \\
 - \text{ Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 340 \\
 \text{L elbow} &= 340 \text{ ID} \\
 &= 340 \times 1 \times 0.24 \text{ ft} \\
 &= 81.458 \text{ ft} \\
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow} + \text{globe valve} \\
 &= 60 + 14.375 + 81.458 \\
 &= 155.8333 \text{ ft} \\
 &= 1870 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0.004 \frac{155.8333}{0.20575} \times \frac{0.1915^2}{2 \times 32.17} \\
 &= 0.0069 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned}
 h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} = 0.75 \frac{0.1915^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.0004 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} = 2 \times 0.75 \frac{0.1915^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.0008547 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi} &= (\Sigma F) = 0.0069 + 0.0004 + 0.00085 \\
 &= 0.0082 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Hukum Bernoulli

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 0.1915 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

Sehingga kesetimbangan mekanik :

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

$$\frac{0.1870^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32.174} + 30 \frac{32.174}{32.174} + \frac{0}{85.5336} + 0.0082 = -W_s$$

$$-W_s = 30.0449 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 31\%$$

(fig. 1437 "Petters & Timmerhause", hal.520)

$$\begin{aligned}
 W_s &= \eta W_p \\
 30.0449 &= 0.31 W_p \\
 W_p &= 96.9189 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 \text{mass flow rate (m)} &= Q \times \rho \\
 &= 275.1579 \times 85.5336 \\
 &= 23535.2443 \text{ lbm/jam} \\
 &= 6.5376 \text{ lbm/s} \\
 \\
 \text{WHp} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 &= 96.9189 \times 6.5376 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 1.1520 \text{ hp} \\
 \text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\
 &= \frac{1.1520}{0.3100} \\
 &= 3.7162 \text{ Hp} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 80\% \\
 &\text{fig. 14-38 "Petters \& Timmerhause", hal.521} \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{3.7162}{80\%} \\
 &= 4.6453 \text{ Hp} \approx 5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi : untuk mempa larutan dari reaktor I ke heater
 Type : Pompa Sentrifugal
 Jumlah pompa : 1 buah
 Daya : 5 Hp
 Kapasitas : 275.1579 ft³/jam

11.Scruber I (D-123)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang keluar dari reaktor I dengan menggunakan pelarut air

Type : Vertical Tray Tower

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Direncanakan:

Massa gas masuk = 6394.8944 kg/jam = 14098.18 lb/jam

Tekanan = 1.4 atm = 20.58 psia

Suhu gas masuk = 100 °C = 373.2 K

Suhu gas keluar = 32 °C = 305.1 K

Perhitungan:

Volume gas masuk :

$$PV = nRT$$

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$= \frac{169.690285 \text{ kmol/j} \quad 0.082057 \text{ m}^3\text{atm/kmol.K} \quad 373.2 \text{ K}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 5195.8435 \text{ m}^3/\text{jam} = 1.44329 \text{ m}^3/\text{s}$$

Diameter kolom :

Dari Geankoplis APP. A-3, hal 855 didapatkan :

$$\rho \text{ air } 30^{\circ}\text{C} = 995.68 \text{ kg/m}^3 = 62.1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{BM gas} = \frac{m}{n} = \frac{6394.894 \text{ kg/jam}}{169.6903 \text{ kmol/jam}} = 37.6857 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho \text{ gas } 100^{\circ}\text{C} = \frac{\text{BM gas} \times T_o \times P_i}{359 \times T_i \times P_o}$$

$$= \frac{37.6857 \times 373 \times 1}{359 \times 305.1 \times 1.4} = 0.13 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.0002 \text{ lb/ft}^3$$

$$U_{sg} = K_{sb} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} = 0.04 \left(\frac{995.68 - 0.13}{0.13} \right)^{1/2}$$

$$= 19.8936 \text{ m/s}$$

$$D = \frac{4V}{\pi \rho_g U_{sg}} = \left(\frac{4 \times 1.44329}{\pi \times 0.13 \times 19.8936} \right) = 0.71995 \text{ m}$$

$$= 28.3446 \text{ in}$$

Menentukan tinggi scrubber :

$$H_t = \left[0.5 D^{0.3} \right] = \left[0.5 \times 0.71995^{0.3} \right] = 0.4531 \text{ m}$$

(fig.4-31 Ulrich, hal 196)

$$\frac{N_x M_{rL} x \mu_L}{\rho L} = \frac{2 \times 18.0 \times 0.075}{995.68} = 2.71\text{E-}03$$

$$\epsilon_s = 0.25$$

$$Ha = \frac{N \times H_t}{\epsilon_s} = \frac{2 \times 0.4531}{0.25} = 4 \text{ m} = 11.8913 \text{ ft}$$

Menentukan tebal silinder :

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

- Jenis pengelasan : Double welded butt joint

$$f = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0.8$$

$$C = \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \cdot D_i}{2[fE - 0,6 P_i]} + C \\
 &= \frac{20.580 \times 28.3446}{2[18750 \times 0.8] - [0.6 \times 20.580]} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.081952373 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1.31123797}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi Do :

$$Do = D_i + 2 t_s = 28.3446 + \left(2 \frac{3}{16} \right) = 28.7196 \text{ in}$$

Dari Brownell hal 91 didapatkan Do standart = 30 in

$$D_i = D_o - 2 t_s = 30 - \left(2 \frac{3}{16} \right) = 29.625 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup :

Tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

$$\begin{aligned}
 t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{[fE - 0,1 P_i]} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 20.580 \times 28.3446}{[18750 \times 0.8] - [0.1 \times 20.580]} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.0969213 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1.5507}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha - hb = 0.169 \times D_i = 0.169 \times 28.3446 = 4.7902 \text{ in}$$

Spesifikasi scrubber :

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

$$t_s = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$D_i = 29.625 \text{ in}$$

$$D_o = 30 \text{ in}$$

$$t_{ha} - t_{hb} = \frac{3}{16}$$

$$ha - hb = 4.7902 \text{ in}$$

$$\text{tinggi scrubber} = 3.6 \text{ m}$$

12. Distilasi I (E-120)

Lihat Perancangan Alat Utama Distilasi I Bunga Kartika R.

13. Kondensor I (E-124)

Fungsi : Merubah fase uap menjadi fase cair produk atas yang keluar dari kolom distilasi I

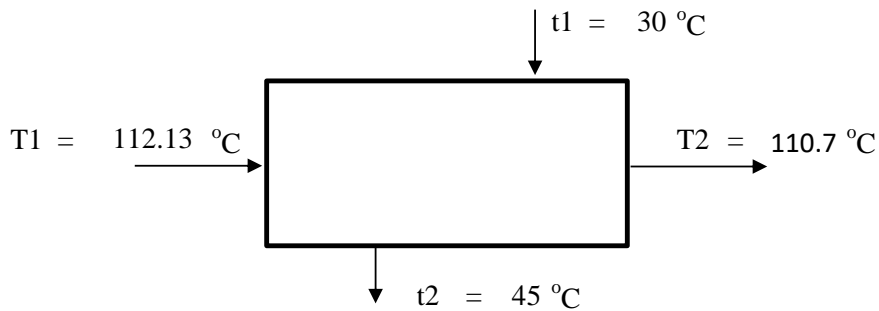
Type : Shell and tube

Direncanakan:

$$R_d = 0.003 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$$\Delta P \text{ uap max} = 2 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ liquid max} = 10 \text{ psi}$$



Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	$\sum xi \cdot \rho_i$
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6120	0.9949	49.3181	49.0682
C ₆ H ₅ CCl ₃	1.0470	0.0051	86.1506	0.4365
Total	206.6590	1.0000	135.4687	49.5047

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{49.5047}{1.00000} = 49.5047 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Coulson vol 1 tabel 7, hal 798-799

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.jam)	xi. μ_i
C ₆ H ₅ CH ₃	205.6120	0.9949	0.5500	0.5472
C ₆ H ₅ CCl ₃	1.0470	0.0051	0.5600	0.0028
Total	206.6590	1.0000	1.1100	0.5501

$$\begin{aligned} \mu 100^\circ\text{Ccampuran} &= \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.5501}{1.0000} = 0.5501 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Perhitungan :**1. Neraca massa dan panas**

Panas yang diserap oleh air pendingin

$$Q = 1915.028981 \text{ kkal/jam} = 7594.49945 \text{ Btu/jam}$$

Air pendingin

$$m = 127.2508 \text{ kg/jam} = 280.5371 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Bahan masuk

$$M = 206.6590 \text{ kg/jam} = 455.6005 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 112.13 \text{ } ^\circ\text{C} = 233.83 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 110.7 \text{ } ^\circ\text{C} = 231.28 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menghitung Δt

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = [233.83 - 113] = 120.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = [231.28 - 86] = 145.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{121 - 145.3}{\ln \frac{121}{145}} = \frac{-24.4}{-0.18} = 132.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga Ft = 1 karena prosesnya isothermal dan type HE: 1-2

3. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{1}{2} (T_1 + T_2) = \frac{1}{2} (233.8 + 231.3) = 232.55 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{1}{2} (t_1 + t_2) = \frac{1}{2} (86 + 113) = 99.50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Mencari Ids dan jumlah pipa dimulai dengan trial U_D

yang terletak antara 75-150 Btu/jam(ft³)(⁰F) dari tabel 8

$$\text{Trial } U_D = 150 \text{ Btu/j.ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{7594.49945}{1 \times 132.7} = 57.24021 \text{ ft}^2$$

Diambil dari ukuran pipa 3/4" OD, 10 BWG, 1 = 12 ft, $P_T = 1$ "

Dari tabel 10, kern didapat $a' = 0.18 \text{ in}^2$ $a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_T = \frac{A}{a'' \times 1} = \frac{57.2402}{0.1963 \times 12} = 24.29963$$

Dari tabel 9 kern didapat :

$$N_t \text{ standart} = 26 \quad (\text{susunan square pitch})$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_T}{N_t \text{ Standart}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{24.299632}{26} \times 150$$

$$= 140.19019 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)(}^0\text{F)}$$

Kesimpulan sementara shell and tube

Type HE : 1-2**Bagian shell**

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 8 \text{ in} \\ n' &= 1 \\ B &= 4 \text{ in} \\ d_e &= 0.95 \text{ in} \\ &= 0.0792 \text{ ft} \end{aligned}$$

Bagian tube

$$\begin{aligned} d_o &= 0.3 ; d_i = 0.870 \text{ in} \\ n &= 4 : P_T = 1.25 \text{ in} \\ N_T &= 26 \quad L = 12 \text{ ft} \\ a' &= 0.182 \text{ in}^2 \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft/ft}^2 \\ C &= P_T - d_o \\ &= 1 \text{ in} \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas (Rd)

Bagian shell (fluida panas)	Bagian tube (fluida dingin)
<p>5. Menghitung N_{Re} shell</p> $a_s = \frac{\text{IDs} \times C' \times B}{n' \times P_t \times 144}$ $= \frac{8 \times 1 \times 4}{1 \times 1.25 \times 144}$ $= 0.1778 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{455.6005}{0.1778}$ $= 2562.7525 \text{ lb/jam.ft}^2$ $N_{Res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42}$ $= \frac{2562.7525 \times 0.08}{0.5501}$ $= 368.8471$	<p>5.' Menghitung N_{Re} tube</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{26 \times 0.182}{4 \times 144}$ $= 0.0082 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{280.5371}{0.0082}$ $= 34148.22 \text{ lb/j.ft}^2$ $N_{Ret} = \frac{G_t \times d_i}{\mu \times 2.42}$ $= \frac{34148.22 \times 0.870}{0.85 \times 2.42}$ $= 14442.8534$
<p>6. $JH = 10$</p>	<p>6.' $JH = -$</p>
<p>7. Trial $h_o = 250 \text{ Btu/jam(ft}^3)(^{\circ}\text{F)}$</p> $t_w = t_c + \frac{h_o \text{ trial}}{h_{io} + h_{otrial}} (T_c - t_c)$ $= 99.5 + \frac{250}{1995.4 + 250}$ $\times [232.6 - 99.5]$ $= 114.313735 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $t_f = \frac{T_c + t_w}{2}$ $= \frac{232.6 + 114.31}{2}$	<p>7.' Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_i</p> $v = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$ $= \frac{34148.2177}{3600 \times 1.0000}$ $= 9.4856 \text{ ft/s}$ <p>Dari fig.25 kern didapat:</p> $h_i = 610$ $\eta = 0.94$ $h_i \text{ koreksi} = 610 \times 0.94$ $= 573$

$= 173.43 \text{ } ^\circ\text{F}$ $G'' = \frac{M}{\pi \times N_t \times d_o}$ $= \frac{455.6005}{3,14 \times 1 \times 380}$ $= 22.3224 \text{ lb/J.ft}$ <p>Sehingga,</p> $K_f = 0.0860 \text{ (tabel 5, kern)}$ $S_f = 0.87 \text{ (tabel 6, kern)}$ $\mu_f = 0.130 \text{ cp (fig.15, kern)}$ <p>Dari kern fig.12.9 hal 267 didapatkan:</p> $h_o \text{ grafik} = 230$	$h_{io} = h_i \text{ korosi} \times \frac{d_i}{d_o}$ $= 573 \times \frac{0.870}{0.25}$ $= 1995 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)}(^\circ\text{F)}$
--	--

8. Mencarai tahana panas pipa bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1995.432 \times 230}{1995.432 + 230} = 206.2293 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)}(^\circ\text{F)}$$

9. Mencarai dirt factor (faktyor kekotoran) pipa terpakai (U_D)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{206.22933 - 140.19}{206.22933 \times 140.19} = 0.00350$$

$$R_d = 0.00350 > 0.003 \text{ (memenuhi)}$$

Evaluasi pressure drop (ΔP)

Bagian shell (fluida panas)	Bagian tube (air)
<p>1. $NRe_s = 368.8471$ Dari "Kern" fig. 29, hal. 839, diperoleh : $f = 0.0190$ (fig 29, kern)</p> <p>2. Menghitung harga (N+1) $N+1 = (12 \times L) / B$ $= (12 \times 12) / 4 = 36$ Karena passes, maka $N+1 = 2 \times 36 = 72$ Maka didapatkan harga $sg. = 0.5202$</p> $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I_d \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times d_e \times sg \times \phi}$ $= \frac{0,0022 \times 43175,0214^2 \times (31/12) \times 18}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,99/12) \times 0,5202 \times 1}$ $= 0.0003 \text{ psi} < 2 \text{ psi (memenuhi)}$	<p>1'. $NRe_t = 14442.8534$ dari Kern fig. 26 hal.836,diperoleh: $f = 0.00035$</p> <p>2'. $\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times I_d \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times d_i \times sg \times \phi}$ $= \frac{0,00035 \times 58457.3 \times 8 \times 72}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,870/12) \times 1 \times 1}$ $= 0.0052 \text{ psi}$</p> <p>3'. Dari "Kern" fig. 27, hal. 837, diperoleh :</p> $\left(\frac{V^2}{2 \text{ gc}} \right) \frac{\rho}{144} = 0.0025$ <p>Jadi,</p> $\Delta P_n = \frac{4 \text{ n}}{sg} \times \left(\frac{V^2}{2 \text{ gc}} \right) \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 4 \times 0.0025}{1}$ $= 0.04 \text{ psi}$

	4'. Mencari ΔP total bagian tube
	$\Delta P \text{ total} = \Delta P_1 + \Delta P_n$
	$= 0.0052 + 0.04$
	$= 0.0452 \text{ psi}$
	$0.0452 < 10 \text{ psi (memenuhi)}$

Spesifikasi alat:

Nama alat	:	Kondensor
Fungsi	:	Mengkondensasi uap distilat hasil distilasi I
Tipe	:	Shell and Tube, 1-2
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA 240 grade M type 316
Kapasitas	:	206.6590 kg/jam = 455.6005 lb/jam
Steam yang digunakan	:	127.2508 kg/jam = 280.5371 lb/jam
Bagian <i>Shell</i>	:	IDs = 8 in Pt = 1 1/4 in B = 4 in de = 0.95 in
Bagian <i>Tube</i>	:	L = 12 ft a" = 0.1963 ft ² /ft a' = 0.182 in ² di = 0.2500 in
Jumlah	:	1 buah

14. Akumulator (F-124)

Fungsi : Menampung sementara distilat dari kolom distilasi I

Type : Silinder horizontal dengan tutup samping berbentuk standar dishead

Direncanakan:

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 135 Grade A

Type pengelasan : Double welded butt joint

Didapatkan : E = 0.85

f = 18750 psi

C = $\frac{1}{16}$ in

Kondisi operasi:

P = 1 atm = 14.7 psia

T = 108 °C = 381.21 °K

ρ campuran = 49.5047 lb/ft³

massa campuran = 206.6590 kg/jam = 455.6005 lb/jam

Rate volumetric = $\frac{m}{\rho} = \frac{455.6005}{49.50470305} = 9.2032 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Waktu penyimpanan = 600 detik = 0.17 jam (Ulrich tabel 4-27,249)

Volumu liquid = 9.2032 ft³/jam × 0.1667 jam

= 1.5339 ft³

1. Liquid mengisi 80% volume tangki

Volume = 80% × Vtotal

1.5338625 = 80% × Vtotal

Vtotal = 1.9173 ft³

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{tutup}} \\ 1.9173 &= \frac{\pi}{4} D_i^2 L_s + 2 \left[0.0847 D_i^3 \right] \end{aligned}$$

Dari tabel 4-27 Ulrich hal 249 didapat $L/D = 1.5$
maka:

$$1.9173 = \frac{\pi}{4} D_i^2 (1.5 D_i) + 2 \left[0.0847 D_i^3 \right]$$

$$1.9173 = 1.3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 1.4235 \text{ ft}^3$$

$$D_i = 1.1249 \text{ ft} = 13.4990 \text{ in}$$

2. Menentukan tinggi liquid dalam tangki

$$V_{\text{fluida}} = V_{L_s} + V_{\text{tutup}}$$

$$1.5339 = \frac{\pi}{4} D_i^2 L_{L_s} + 2 \left[0.0847 D_i^3 \right]$$

$$1.5339 = \frac{\pi}{4} \left[1.1249 \right]^2 L_{L_s} + 2 \left[0.0847 \left[1.1249 \right]^3 \right]$$

$$1.5339 = 1.2345 L_{L_s}$$

$$H = L_{L_s} = 1.2425 \text{ ft} = 14.9098 \text{ in}$$

3. Menentukan tekanan design

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrolik}}$$

$$= 14.7 + \rho \left(\frac{H - 1}{144} \right)$$

$$= 14.7 + 49.5047 \left(\frac{1.2425 - 1}{144} \right)$$

$$= 14.783362 \text{ psia} - 14.7$$

$$= 0.0834 \text{ psig}$$

4. Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2(fE - 0.6 P_i)} + C$$

$$= \frac{0.0834 \times 13.4990}{2 \left[18750 \times 0.85 \right] - \left[0.6 \times 0.0834 \right]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.06254 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1.0006}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Standarisasi D_i :

$$D_o = D_i + 2 t_s = 13.4990 + \left(2 \times \frac{3}{16} \right)$$

$$= 13.8740 \text{ in}$$

Dari Brownell Young, hal 90 didapat D_o standart = 14 in

$$\begin{aligned}
 \text{Di baru} &= \text{Do} - 2 \left(\times t_s \right) \\
 &= 14 - \left(2 \times \frac{3}{16} \right) \\
 &= 13.63 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan panjang silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 1,5 \text{ Di} \\
 &= 1,5 \times 13.625 \\
 &= 20.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

6. Menentukan dimensi tutup

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dishead

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0.885 \times \text{Pi} \times r}{(f E - 0,1 \text{ Pi})} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 0.0834 \times 13.6250}{[18750 \times 0.85] - [0.1 \times 0.0834]} + \frac{1}{16} \\
 &= \frac{0.0626 \times \frac{16}{16}}{16} \\
 &= \frac{1.0010}{16} = \frac{3}{16} \text{ in} \\
 h &= 2 \left[0.169 \times \text{Di} \right] \\
 &= 2 \left[0.169 \times 13.625 \right] \\
 &= 4.6053 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki} &= \text{panjang silinder} + 2 \text{ panjang tutup} \\
 &= 20.4375 + 4.60525 \\
 &= 25.04275 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi akumulator

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tangki} &= 14 \text{ in} \\
 \text{Panjang tangki} &= 25.04275 \text{ in} \\
 \text{Tebal tangki} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
 \text{Tebal tutup} &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

15. Reboiler I (E-127)

Fungsi : Mengubah liquid menjadi uap yang kemudian masuk kolom destilasi I

Type : Shell and Tube type 1-2, sehingga Ft = 1

Direncanakan:

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.003 jam.ft².⁰F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (ΔP_t) = 2 psi
- Δp maksimum steam = diabaikan
- Bahan konstruksi : Carbon steel 240 SA grade M type 316

- Menggunakan pipa OD 3/4 in 14 BWG dengan l 16 ft Pt = 1, susunan segitiga
- Dari Kern, tabel 9 dan 10 hal 842, didapatkan
 - OD = 3/4 in
 - ID = 0.584 in = 0.04867
 - a' = 0.268 in²
 - a'' = 0.1963 ft²

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

$$\text{Massa liquid masuk} = 10468.8578 \text{ kg/jam} = 23079.6439 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Massa steam masuk} = 78.4503 \text{ kg/jam} = 172.9516 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 55772.1077 \text{ kkal/jam} = 221177.4576 \text{ Btu/jam}$$

2. Menghitung ΔT (LMTD)

$$\text{Suhu bahan masuk } (t_1) = 213.5 \text{ } ^\circ\text{C} = 416.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu bahan keluar } (t_2) = 213.5 \text{ } ^\circ\text{C} = 416.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk } (T_1) = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_2) = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = \left[482 - 416.3 \right] = 65.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = \left[482 - 416.3 \right] = 65.68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{65.7 - 65.68}{\ln \frac{65.7}{65.68}} = 65.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = \Delta T_{\text{LMTD}} \times Ft = 65.69 \times 1 = 65.688 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$T_c = 0.5 \left\{ T_1 + T_2 \right\} = 0.5 \left\{ 482 + 482 \right\} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0.5 \left\{ t_1 + t_2 \right\} = 0.5 \left\{ 416 + 416.3 \right\} = 416.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial heat flux

$$\frac{Q}{A} = 8000 \text{ Btu/j.ft}^2 \quad (\text{Trial } Q/A \text{ antara } 8000 - 12.000 \text{ Btu/j.ft}^2)$$

$$A = \frac{Q}{Q/A} = \frac{221177.4576}{8000} = 27.6472 \text{ ft}^2$$

$$l = 16 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \cdot l} = \frac{27.65}{0.1963 \times 12} = 11.7368$$

$$Nt \text{ standar} = 124$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{Nt \text{ standar} \times a'' \times l \times Ft} \\ &= \frac{221177.4576}{124 \times 0.1963 \times 16 \times 1} \\ &= 567.90919 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Tube side (steam)	Shell side (uap)
5. -	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
6. -	$= \frac{0.268 \times 124}{4 \times 144}$
7. Trial h_o antara 150 - 300 BTU/jam.ft ² °F	$= 0.0577 \text{ ft}^2$
$h_o \text{ trial} = 150 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{172.9516}{0.0577}$
$tw = tc + \frac{h_o \text{ trial} (Tc - tc)}{h_{io} + h_o \text{ trial}}$	$= 2997.717 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$
$= 416 + \frac{150 (482 - 416)}{1500 + 150}$	$\mu = \text{\#REF! lb/ft.jam}$
$= 422.28330$	$Nre_{an} = \frac{G_t \times d_e}{\mu \times 2.42}$
$tf = \frac{Tc - tw}{2} = 29.86 \text{ } ^\circ\text{F}$	$= \frac{2997.7166 \times 0.584}{\text{\#REF!} \times 2.42}$
$\Delta T = tw - tc = 5.972$	$= \text{\#REF!}$
Dari fig.15.11 Kern didapatkan :	6. -
$h_s = 40.0$	7. Untuk steam
$h_v = 250.0$	$h_{io} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
$h_o = \frac{Q}{\frac{Q_s}{h_s} + \frac{Q_v}{h_v}}$	
$= 2653.9840$	
$h_o \text{ koreksi} > h_o \text{ trial (memenuhi)}$	

7. Mencari tahana panas pipa bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 2653.984}{1500 + 2653.984} = 5307.968 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{5307.9680 - 567.91}{5307.9680 \times 567.91}$$

$$R_d = 0.0036 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell	Bagian anulus (2-propanol)
ΔP_s diabaikan karena gas bergerak secara beraturan	1. Menghitung Nre dan friksi $Nre = \text{\#REF!}$ (fig.26 "Kern", hal.836) $f = 0.000550$
	2. Mencari ΔP karena panjang pipa

	$\rho = \text{\#REF! lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= \text{\#REF!}$ <p>(fig.27 "Kern", hal.837)</p> $= 0.001 \text{ psi}$ $\Delta P_n = n.$ $= 0.0040 \text{ psi}$ <p>3. Mencari ΔP total pada pipa annulus</p> $\Delta P_{an} = \Delta P + \Delta P_n$ $= \text{\#REF! psi}$ $\Delta P_{an} < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$ $\text{\#REF!} < 2 \text{ psi}$
--	---

Spesifikasi Reboiler

Fungsi	:	Mengubah liquid menjadi uap yang kemudian masuk kolom destilasi
Tipe	:	Shell and Tube
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	10468.8578 kg/jam = 23079.6439 lb/jam
Rate steam	:	78.4503 kg/jam = 172.9516 lb/jam
Diameter luar pipa	:	3/4 in
Diameter dalam pipa	:	0.5840 in
Panjang	:	16 ft

16. Pompa sentrifugal (L-131)

Fungsi = Memompa bahan dari reboiler menuju reaktor II

Type = Pompa sentrifugal

Direncanakan :

Jumlah = 1 buah

Bahan konstruksi = Cast Iron

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 183.29 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Komponen	Massa	v_i (massa)	ρ (lb/ft ³)	$v_i \rho_i$
----------	-------	---------------	------------------------------	--------------

Komponen	(Kg/jam)	x_i (massa)	ρ (lb/ft ³)	$x_i \cdot \rho_i$
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.0000	49.3181	0.0001
C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372	1.0000	86.1506	86.1504
Total	10468.8578	1.0000	135.4687	86.1505

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{86.1505}{1.0000} = 86.1505 \text{ lb/ft}^3 = 1379.95 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	x_i (massa)	μ (lb/ft.s)	$x_i \cdot \mu_i$
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.0000	0.5500	0.0000
C ₆ H ₅ CCl ₃	10468.8372	1.0000	0.5600	0.5600
Total	10468.8578	1.0000	1.1100	0.5600

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{0.5600}{1.0000} = 0.5600 \text{ lb/ft.s} = 2016.00 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Rate aliran} = 10468.8578 \text{ kg/jam} = 23079.6439 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{23079.6439}{86.1505} = 267.8990 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.0744 \text{ ft}^3/\text{s} = 33.4007 \text{ gal/menit}$$

$$D_{i \text{ optimum}} = 3.9 Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Pers.15 "Petters \& Timmerhaus" hal 496)}$$

$$= 3.9 \times 0.0747^{0.45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 85.8758^{0.13} \text{ lb/ft}^3$$

$$= 2.1622 \text{ in} = 2.5 \text{ in}$$

$$= 0.1802 \text{ ft}$$

$$\text{Standarisasi } D_i = 2.5 \text{ in sch 40 (Kern, Table.11 hal 844)}$$

Sehingga diperoleh :

$$OD = 2.875 \text{ in} = 0.2396 \text{ ft}$$

$$ID = 2.469 \text{ in} = 0.2058 \text{ ft}$$

$$A = 4.79 \text{ in} = 0.3992 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\text{Kecepatan aliran fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{267.899}{0.39917}$$

$$= 671.1458 \text{ ft/jam}$$

$$= 0.1864 \text{ ft/s}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) = \frac{D \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{\mu}{0.5600} = \frac{0.20575 \times 671.1458 \times 86.1505}{0.5600} = 21243.52919 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulent})$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent rougness } (\varepsilon) = 0.000046 \text{ m}$$

$$\text{Relative rougness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0002 \text{ in}$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0.004$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 60 ft
- elbow 90° = 2 buah
 - Le/D = 30 (foust, hal 719)
 - L elbow = 30
 - = 30 × 2 × 0.24 ft
 - = 14.375 ft
- Globe valve = 1 buah
 - Le/D = 340
 - L elbow = 340 ID
 - = 340 × 1 × 0.24 ft
 - = 81.458 ft

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\ &= 60 + 14.375 + 81.458 \\ &= 155.8333 \text{ ft} \\ &= 1870 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0.004 \times \frac{155.8333}{0.20575} \times \frac{0.1864^2}{2 \times 32.17} \\ &= 0.0065 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} = 0.75 \times \frac{0.1864^2}{2 \times 32.174} \\ &= 0.0004 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} = 2 \times 0.75 \times \frac{0.1864^2}{2 \times 32.174} \\ &= 0.0008102 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= (\Sigma F) = 0.0065 + 0.0004 + 0.00081 \\ &= 0.0078 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Hulum Bernoulli

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 0.1864 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

Sehingga kesetimbangan mekanik :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_s$$

$$\frac{0,1870^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} + 30 \frac{32.174}{32.174} + \frac{0}{86.1505} + 0.0078 = -W_s$$

$$-W_s = 30.0425 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 31\%$$

(fig. 1437 "Petters & Timmerhause", hal.520)

$$W_s = -\eta W_p$$

$$30.0425 = -31\% W_p$$

$$W_p = 96.9113 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 267.8990 \times 86.1505$$

$$= 23079.6439 \text{ lbm/jam}$$

$$= 6.4110 \text{ lbm/s}$$

$$\text{WHp} = W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 96.9113 \times 6.4110 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 1.1296 \text{ hp}$$

$$\text{BHp} = \frac{\text{WHp}}{\eta}$$

$$= \frac{1.1296}{0.3100}$$

$$= 3.6440 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

(fig. 14-38 "Petters & Timmerhause", hal.521)

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{3.6440}{80\%}$$

$$= 4.5550 \text{ Hp} \approx 5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi : untuk memompa bahan dari reboiler menuju reaktor II

Type : Pompa Sentrifugal
 Jumlah pompa : 1 buah
 Daya : 5 Hp
 Kapasitas : 267.8990 ft³/jam

17. Cooler (E-132)

Fungsi : Mendinginkan liquid yang akan masuk ke reaktor II dari suhu 213,5 °C menjadi 115 °C

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 2 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 10468.8578 kg/jam = 23079.64 lb/jam
- suhu bahan masuk (T1) = 214 °C = 416 °F
- suhu bahan keluar (T2) = 115 °C = 239 °F
- massa pendingin air (m) = 52830.30 kg/jam = 116470 lb/jam
- suhu air pendingin masuk (t₁) = 30 °C = 86 °F
- suhu air pendingin keluar (t₂) = 45 °C = 113 °F
- panas yang diserap air pendingin (Q) = 468904.903 kkal/jam
= 185955.3073 btu/jam
- pipa yang digunakan : OD = $\frac{3}{4}$
BWG = 10
PT = 1
L = 20 ft

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
C ₅ H ₆ CH ₃	0.0206	0.0000	55.3673	1.09.E-04
C ₅ H ₆ CCl ₃	10468.8372	1.0000	85.8759	8.59.E+01
Total	10468.8578	1.0000	141.2432	85.8758

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{85.8758}{1} = 85.8758 \text{ lb/ft}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi.μi
C ₅ H ₆ CH ₃	0.0206	0.0000	0.0005	0.0000
C ₅ H ₆ CCl ₃	10468.8372	1.0000	0.0008	0.0008
Total	10468.8578	1.0000	0.0013	0.0008

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{0.0008}{1.0000} = 0.0008 \quad (\text{lb/ft.s}) = 3.02 \quad (\text{lb/ft.jam})\end{aligned}$$

Perhitungan :**a. Menghitung Δt**

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = [416 - 113] = 303 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = [239 - 86] = 153 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{303 - 153}{\ln \frac{303}{153}} = \frac{150}{0.68436} = 219.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} = 1 \times 219.7 \text{ } ^\circ\text{F} = 220 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 328 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 2 x 1 1/4" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 'kern", didapatkan :

$$a_{\text{an}} = 1.19 \text{ in}^2 = 0.0083 \text{ ft}^2$$

$$\text{dop} = 1.66 \text{ in} = 0.0115 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft} =$$

$$\text{de} = 0.915 \text{ in} = 0.0763 \text{ ft}$$

$$\text{dip} = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$\text{de}' = 0.4 \text{ in} = 0.0333 \text{ ft}$$

$$a_p = 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian <i>Anulus</i> (Bahan)	Bagian <i>Pipa</i> (pendingin)
1. Menghitung NRe	1'. Menghitung Nre pipa
$G_{\text{an}} = \frac{W}{a_{\text{an}}}$ $= \frac{23079.6439 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 279283.0854 \text{ lb/jam.ft}^2$	$G_p = \frac{m}{a_p}$ $= \frac{116469.6721 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 11181088.52 \text{ lb/jam.ft}^2$ (fig.14 "Kern", hal.823)
$\mu = 0.5300 \text{ Cp}$	$\mu = 0.19 \text{ (Pada suhu } T_c)$
$Nre_{\text{an}} = \frac{G_{\text{an}} \times \text{de}}{\mu \times 2,42}$	$Nre_p = \frac{G_p \times \text{di}}{\mu \times 2,42}$

$= \frac{279283,0854 \times 0,0763}{0,53 \times 2,42}$ $= 16603.2553$ <p>(fig.28 "Kern" hal 838)</p>	$= \frac{20234,7921 \times 0,1723}{0,19 \times 2,42}$ $= 2796487.995$
2. JH = 130	2' JH = -
3. Menghitung harga koefisien film CP = 0.5600 Btu/lb.°F (Tabel 4 "Kern", hal.800) k = 0.086 Btu/jam.ft ² .°F/ft k (Cp.μ/k) ^{1/3} = 0.1300 ho/φs = 221.57654 tw = 70.1344 °F (fig.3 "Kern", hal.825) μw = 0.009 cP (μ Pada suhu tw = 70.1344) φs = 1.7693 ho = 392.03825 Btu/jam.ft ² °F	3' Harga koefisien film perpindahan panas hio = 1500 Btu/jam.ft ² °F

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= \frac{392.03825 \times 1500}{392.03825 + 1500}$$

$$= 310.8063 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0.004 = \frac{310.8063 - U_D}{310.8063 \times U_D}$$

$$0.00497 = \frac{310.8063 - U_D}{U_D}$$

$$U_D = 309.2683 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{185955.3073}{309.2683 \times 219.6544} = 2.7374 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{2.7374}{0.4350} = 6.293 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0.2622	1	24	10.4400	81.0902	0.009	1.279
16	0.1967	1	32	13.9200	60.8176	0.013	2.306

20	0.1573	1	40	17.4000	48.6541	0.017	3.334
----	--------	---	----	---------	---------	-------	-------

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 1.279

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
<p>1. Menghitung Nre dan friksi</p> $Nre = 16603.2553$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f = 0.00250$	<p>1'. Menghitung Nre</p> $Nre = 2796487.995$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f = 0.00004$
<p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\rho = 85.8758 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 0.0970 \text{ psi}$ <p>(fig.27 "Kern", hal.837)</p> $= 0.070 \text{ psi}$	<p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\rho = 62.3506 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho \cdot 1/2}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ $= 0.13937099 \text{ psi}$
<p>$\Delta P_n = n$</p> $= 0.0700 \text{ psi}$	<p>$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>
<p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 0.0970 + 0.0700$ $= 0.1670 \text{ psi}$ <p>$\Delta P_{an} < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>	

Spesifikasi Cooler

Fungsi	:	Mendinginkan liquid yang akan masuk ke reaktor II dari suhu 213,5 0C menjadi 115 0C
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	23079.6439 kg/jam = 50881.3829 lb/jam
Rate steam	:	116469.7 kg/jam = 256769.0391 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1 buah
Diameter luar pipa	:	1.6600 in = 0.1383 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

18. Belt Conveyor (J-133)

Fungsi : untuk mengangkut katalis dari gudang penyimpanan menuju bucket elevator

Tipe : belt conveyor

Dasar Perancangan :

$$\text{Kapasitas} = 73.28186053 \text{ kg/jam} = 161.5132206 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ ZnCl}_2 = 2.907 \text{ g/cm}^3 = 181.478 \text{ lb/ft}^3$$

Dengan faktor keamanan 20% maka kapasitas pemilihan adalah :

$$\begin{aligned} \text{Massa yang diangkut} &= 1.2 \times 73.28186053 \\ &= 87.93823263 \text{ kg/jam} \\ &= 193.81586 \text{ lb/jam} = 0.0538 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Karena kapasitas yang diangkut dibawah 32 ton/jam, maka dipilih :

$$\text{Lebar belt} = 14 \text{ in} = 0.3556 \text{ m}$$

$$\text{Volume} = \frac{\text{kapasitas}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{73.28186}{181.4782} = 0.4038 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Panjang belt (L) = jarak antara belt dengan gudang katalis :

$$L = 40 \text{ m} = 1574.8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 0.0027 \times \text{m} \times 0.82 \times 131.232 \\ &= 0.0027 \times 4.6380^{0.82} \times 131.232 \\ &= 0.1684 \text{ hp} \end{aligned}$$

Digunakan efisiensi motor 80% maka :

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{daya}}{\eta} = \frac{0.1684}{0.8} = 0.21 \text{ hp} \approx 0.5 \text{ hp}$$

$$\text{Kecepatan belt} = 200 \text{ ft/menit} = 61 \text{ m/menit}$$

Spesifikasi Peralatan

Fungsi : untuk mengangkut dan mengeringkan produk kristal asam benzoat dari centrifuge menuju bucket elevator

Type : Vibrating Conveyor

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 grade A type 410

Dimensi : panjang = 1574.8 in
lebar = 14 in

Kecepatan belt : 200 ft/menit

Daya motor : 0.5 hp

Kapasitas : 73.2819 kg/jam

Jumlah : 1 buah

19. Bucket Elevator (J-134)

Fungsi : untuk mengangkut katalis menuju bin katalis

Type : Centrifugal - Discharge Bucket on Belt Elevator

Dasar Perancangan :

$$\text{Kebutuhan ZnCl}_2 = 73.2818605 \text{ kg/jam}$$

$$= 161.5132 \text{ lb/jam}$$

Suhu operasi	=	30 °C
Tekanan	=	1 atm
ρ ZnCl ₂	=	2.9070 gr/cm ³ = 181.4782 lb/ft ³
Direncanakan sebuah bucket elevator dengan type "centrifugal - Discharge Bucket Elevator on Belt" (perry tabel 21-8, 7th edition)		
Ukuran bucket	=	(6 x 4 x 4 1/4) in
Bucket spacing	=	12 in
Tinggi bucket	=	25 ft
Bahan konstruksi	=	Carbon steel

Perhitungan :

Dengan faktor keamanan 20% maka kapasitas pemilihan adalah :

$$M = 1.2 \times 73.28186053 = 87.9382326 \text{ kg/jam} = 0.0879 \text{ ton/jam}$$

Dengan data sesuai perancangan, maka diperoleh data - data Perry 7th edition, tabel 21-8 adalah sebagai berikut :

Kapasitas	=	14 ton/jam
Size of lumps	=	3/4 in = 19 mm
Head Shaft	=	43 rpm
Bucket speed	=	225 ft/menit
Diameter shaft	:	
Head	=	1 15/16 in
Tail	=	1 11/16 in
Diameter dari Pully :		
Head	=	20 in
Tail	=	14 in = 0.3556 m
Lebar Belt	=	7 in = 0.1778 m
Maka untuk kapasitas	=	87.93823263 kg/jam = 0.088 ton/jam diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Bucket} &= \frac{8 \times 100}{14 \times 181.5} \times 225 \\ &= 70.8468 \text{ ft/menit} = 21.6083 \text{ m/menit} \end{aligned}$$

$$\text{Daya total} = \frac{21.6083}{100} \times 0.5 = 0.1080 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{daya}}{\eta} = \frac{0.1080}{0.8} = 0.14 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Peralatan

Fungsi	:	untuk mengangkut katalis dari belt conveyor menuju bin katalis
Tipe	:	Centrifugal - Discharge Bucket on Belt Conveyor
Kapasitas	:	0.0879 ton/jam
Kecepatan Bucket	:	70.85 ft/menit
Daya	:	1 hp
Jumlah	:	1 buah

20. Bin ZnCl₂ (F-135)

- Fungsi : Untuk menampung zinkchlorid yang akan digunakan untuk memproduksi asam benzoat
- Tipe : Bin berbentuk persegi panjang tegak dengan bagian bawah berbentuk limas dengan sudut 120^0

Direncanakan :

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Allowable stress (f) = 18750
- Tipe pengelasan = Double welded butt joint, = 0.8
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Waktu tinggal (q) = 3 hari = 72 jam
- Volume fluida = 80% storage
- Jumlah tangki = 1 buah
- Sudut puncak = 120 derajat

Kondisi operasi :

- Suhu operasi = 30 °C
- Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig
- massa ZnCl₂ = 73.281861 kg/jam = 161.5865 lb/jam
- ρ ZnCl₂ = 2.907 g/cm³
= 181.4782 lb/ft³

PERHITUNGAN :**A. Menghitung Volume Tangki**

$$\text{Volume bahan} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{161.5865}{181.4782} \times 72$$

$$= 21.3694 \text{ ft}^3$$

volume ruang kosong = 20% volume tangki

Volume tangki = Volume bahan + 20% volume tangki kosong

$$= 26.7117 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan Tinggi Limas

$$\tan(0,5 \alpha) = \frac{0,5\sqrt{p^2 + L^2}}{T}$$

karena $P = L$, maka :

$$\tan(0,5 \cdot 120) = \frac{0,5\sqrt{2p^2}}{T}$$

$$T \text{ limas} = 0.58 P$$

Volume bin = volume kubus + volume limas

$$= P \times L \times T \text{ kubus} + (P \times L \times 1/3 T \text{ limas})$$

Asumsi = T kubus = 3 P

$$P = L$$

Volume bin = volume kubus + volume limas

$$\begin{aligned}
26.7117 &= P \times L \times T \text{ kubus} + (P \times L \times 1/3 T \text{ limas}) \\
26.7117 &= 3 P^3 + (P \times P \times 0.58 P) \\
26.7117 &= 3.58 P^3 \\
P^3 &= 7.4669014 \text{ ft}^3 \\
P &= 1.9545501 \text{ ft} \\
T \text{ kubus} &= 5.8636503 \text{ ft} \\
T \text{ limas} &= 1.12846 \text{ ft} \\
T \text{ bin} &= \text{tinggi limas} + \text{tinggi kubus} \\
&= 1.12846 + 5.86365 \\
&= 6.9921103 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan tebal bin :

$$\frac{1}{y} = \frac{\frac{t^4}{12}}{\frac{1}{2} t}$$

Direncanakan bahan konstruksi :

- > Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
- > Allowable Stress (f) = 18750 psi

$$\begin{aligned}
f &= \frac{M}{\frac{1}{y}} = \frac{\text{massa} \times 1/2 P}{\frac{\frac{1}{12} \times P \times t^3}{\frac{1}{2} \times t}} \\
f &= \frac{3 \times \text{massa}}{t^2} \\
t &= \left[\frac{3 \times \text{massa}}{t^2} \right]^{1/2} \\
t &= \left[\frac{3 \times 11634.228}{18750} \right]^{1/2} \\
&= 1.3643594 \text{ in}
\end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

- Nama : bin penampung ZnCl₂
- Dimensi :
 - Panjang bin = 1.9545501 ft
 - Tinggi bin = 6.9921103 ft
 - Tebal bin = 1.3643594 in
- Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
- Jumlah : 1 buah

21. Tangki Pencampur (R-136)

- Fungsi : untuk mencampur antara katalis ZnCl₂ dengan H₂O
- Tipe : bejana tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk

standar dished

Direncanakan :

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
 f : 18750
 E : 0.8
 C : 1 /16
 P operasi : 1 atm = 14.7 psia

Perhitungan :

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
ZnCL ₂	73.2819	0.0366	181.4781	6.6400
H ₂ O	1929.5935	0.9634	62.1533	59.8792
Total	2002.8753	1.0000	243.63	66.5192

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{66.5192}{1.0000} = 66.5192 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Bahan masuk} = 2002.8753 \text{ kg/jam} = 4415.539 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate aliran larutan} = \frac{m}{\rho} = \frac{4415.539}{66.5192} = 66.37992 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Lama operasi} = 1 \text{ jam}$$

A. Volume Reaktor

$$V \text{ liquid} = 66.379921 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi volume ruang kosong} = 20 \%$$

$$V \text{ total} = V \text{ liquid} + V \text{ ruang kosong}$$

$$= 66.379921 + 0.2 V \text{ total}$$

$$0.8 V \text{ total} = 66.379921$$

$$V \text{ total} = 82.974902 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan dimensi reaktor**1. Menghitung diameter vessel**

$$\text{Asumsi } L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V \text{ tot} = V \text{ tutup bawah} + V \text{ silinder} + V \text{ tutup atas}$$

$$82.9749 = 0.0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot L_s}{4} + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$82.9749 = 0.0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot 1.5 \text{ di}}{4} + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$82.9749 = 0.0847 \text{ di}^3 + 1.1775 \text{ di}^3 + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$82.9749 = 1.3469 \text{ di}^3$$

$$\begin{aligned} d_i^3 &= 61.604352 \\ d_i &= 3.9495 \text{ ft} \\ &= 47.393456 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menentukan volume liquid dalam tangki

$$\begin{aligned} V \text{ liq dalam shell} &= V \text{ liquid} - V \text{ tutup bawah} \\ &= 66.37992 - 0.0847 \times [3.9495]^3 \\ &= 61.16203 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan tinggi liquid dalam tangki

$$\begin{aligned} V \text{ liquid} &= V \text{ tutup bawah} + V \text{ liquid dalam silinder} \\ 66.3799 &= 5.2179 + \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot L_{ls}}{4} \\ 66.3799 &= 5.2179 + 12.24458 L_{ls} \\ 12.245 L_{ls} &= 61.1620 \\ L_{ls} &= 4.9950 \text{ ft} = 59.9403 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Menentukan tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (HL-1)}{144} = \frac{66.5192 \times [4.995 - 1]}{144} \\ &= 1.8455 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14.7 + 1.8455 = 16.5455 \text{ psia} \\ &= 1.8455 \text{ psig} \end{aligned}$$

5. Menentukan tebal silinder

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times d_i}{2 (f \cdot E - 0.6 \cdot P_i)} + C \\ t_s &= \frac{1.8455 \times 47.3935}{2 [18750 \times 0.8 - 0.6 \cdot 1.8455]} + \frac{1}{16} \\ t_s &= 0.0654156 \sim \frac{3}{16} \end{aligned}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2 t_s \\ &= 47.393456 + 2 \left[\frac{3}{16} \right] \\ &= 47.768456 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell and Young, table 5.7 halaman 90 didapatkan :

$$\begin{aligned} d_o \text{ tabel} &= 48 \text{ in} \\ d_i &= d_o - 2 t_s \\ &= 48 - 2 \left[\frac{3}{16} \right] \end{aligned}$$

disc

-> Data dari Mc. Cabe halaman 235, direncanakan :

$$Da/Dt = 1/3$$

$$C/Da = 1$$

$$H/Di = 1$$

$$W/Da = 1/5$$

$$L/Da = 1/4$$

Dimana :

Dt = diameter dalam silinder

Da = diameter impeller

H = tinggi larutan dalam silinder

C = tinggi impeler dari dasar tangki

W = tinggi blade

L = lebar blade

J = baffle

Maka untuk :

$$Da = Dt \times 1/3 = 3.9688 \times 1/3 = 1.32292 \text{ ft}$$

$$C = Da \times 1 = 0.8803 \times 1 = 0.8803 \text{ ft}$$

$$H = Dt \times 1 = 3.9688 \times 1 = 3.96875 \text{ ft}$$

$$W = Da \times 1/5 = 0.8803 \times 1/5 = 0.17606 \text{ ft}$$

$$L = Da \times 1/4 = 0.8803 \times 1/4 = 0.22008 \text{ ft}$$

$$J = Dt \times 1/12 = 3.9688 \times 1/12 = 0.33073 \text{ ft}$$

-> Kecepatan putaran jenis paddle 20 - 150 rpm

$$\text{Kecepatan putar (n)} = 150 \text{ rpm} = 2.5 \text{ rps}$$

$$\mu = 0.0005 \text{ lb/ft.min}$$

$$\text{-> } Nre = \frac{n \cdot Da \cdot \rho}{\mu}$$

$$= 26399806$$

-> Jika $Nre > 10,000$ maka untuk menentukan daya pengaduk menggunakan rumus :

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot n^3 \cdot Da^5}{gc}$$

Dimana : P = daya pengaduk (lbf.ft/dt)

Np = power num

n = kecepatan putar

Dt = diameter tangki

 ρ = densitasgc = gravitasi = 32.2 ft/s²

Jadi :

$$P = 196.490 \text{ lbf.ft/dt} = 0.369401 \text{ hp} \sim 0.5 \text{ hp}$$

Jika efisiensi motor 80% maka :

$$P = \frac{0.5}{0.8} = 0.625 \sim 1 \text{ hp}$$

0.8

-> Menentukan poros pengaduk

$$\tau = \left(\frac{\pi \times S \times D^3}{16} \right)$$

Dimana : τ = momen putar (lb/in) = $\frac{63025 \cdot H}{N}$

S = maksimum design, bearing stress yang diijinkan (lb/in²)

D = diameter poros (in)

H = daya motor pada poros = 1 hp

N = putaran pengaduk = 150 rpm

Maka :

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{63025 \times 1}{150} \\ &= 420.16667 \text{ lb/in} \end{aligned}$$

Bila menggunakan Hot Roller Steel SAE 1020 (mengandung 20% karbon), dengan batas 36000 lb/in² maka :

$$S = 20\% \times 36000 = 7200 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi : } D &= \left(\frac{16 \times \tau}{\pi \times S} \right) \\ &= 0.2973579 \text{ in} \end{aligned}$$

-> Panjang poros

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana : L = panjang poros (ft)

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas

l = panjang poros diatas bejana tangki

Z_i = jarak impeller dari dasar tangki

Maka : h = 79.486125 in

L = 79.486125 + 2.6408 - 9.5069

= 72.620025 in

= 6.0516688 ft

Spesifikasi alat :

Bahan

- Diameter tangki = 47.7685 in

- Tinggi tangki = 87.5348 in

- Tebal tutup atas (tha) = 3/16 in

- Tebal tutup bawah (thb) = 3/16 in

- Tinggi tutup atas (ha) = 8.04863 in

- Tinggi tutup bawah (hb) = 8.04863 in

- Daya pengaduk = 1 hp

22. Heater (E-137)

Fungsi : Untuk memanaskan air dan katalis yang akan masuk ke dalam reaktor II
dari 30°C sampai 115°C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 2002.9 kg/jam = 4415.5389 lb/jam
- suhu bahan masuk (t1) = 30 °C = 86 °F
- suhu bahan keluar (t2) = 115 °C = 239 °F
- kebutuhan steam (m) = 238.982 kg/jam
= 526.859 lb/jam
- panas yang dibawa steam (Q) = 169897.506 kkal/jam
= 67376.866 btu/jam
- suhu steam masuk (T₁) = 250 °C = 482 °F
- suhu steam kondensat (T₂) = 250 °C = 482 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
ZnCl ₂	73.2819	0.0366	181.4781	6.6400
H ₂ O	1929.5935	0.9634	62.1533	59.8792
Total	2002.8753	1.0000	243.63	66.5192

$$\rho \text{ campuran } 140 = \frac{\sum xi_i \cdot \rho_i}{\sum xi_i}$$

$$= \frac{66.5192}{1.0000} = 66.5192 \text{ lb/ft}^3$$

Kern, Tabel 15 Halaman 824

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (centipoises)	xi.μi
ZnCl ₂	73.2819	0.0366	0.2868	0.0105
H ₂ O	1929.5935	0.9634	0.9500	0.9152
Total	2002.8753	1.0000	1.2368	0.9257

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi_i \cdot \mu_i}{\sum xi_i}$$

$$= \frac{0.9257}{1.0000} = 0.9257 \text{ cp}$$

Perhitungan :**a. Menghitung Δt**

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = [482 - 86] = 396.0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = [482 - 239] = 243 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{396 - 243}{\ln \frac{396.0}{243.0}} = \frac{153}{0.488} = 313.2981 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 313.2981 = 313.298 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 163 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 2 x 1 1/4" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 "kern", didapatkan :

-> **Bagian annulus (klorin)**

$$a_{an} = 1.19 \text{ in}^2 = 0.0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0.915 \text{ in} = 0.0763 \text{ ft}$$

$$d_i = 0.4 \text{ in} = 0.0333 \text{ ft}$$

-> **Bagian Pipa (Steam)**

$$a'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$d_i = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$d_o = 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft}$$

$$a_p = 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (steam)
1. Menghitung NRe	1'. Menghitung Nre pipa
$G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{4415.5389 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 534317.317 \text{ lb/jam.ft}^2$	$G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{526.8591 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 50578.4763 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p style="text-align: center;">(fig.14 "Kern", hal.823)</p>
$\mu = 0.9257 \text{ centipoises}$ $= 2.2402778 \text{ lb/ft.j}$	$\mu = 0.015 \text{ (Pada suhu } T_c)$
$Nre_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{534317.317 \times 0.0763}{0.9257 \times 2.42}$ $= 18186.0017$	$Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{50578.5 \times 0.1150}{0.015 \times 2.42}$ $= 160234.842$
2. JH = 99 (fig.28 "Kern" hal 838)	2' JH = -
	3' Harga koefisien film perpindahan

<p>3. Menghitung harga koefisien film</p> $CP = 0.5300 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig.2 "Kern", hal.804)</p> $k = 0.0870 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/ft}$ <p>(Tabel 5 "Kern", hal.800)</p> $k (Cp.\mu/k)^{1/3} = 0.1549$ $ho/\phi_s = 133.31253$ $tw = 136.4221 \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(fig.3 "Kern", hal.825)</p> $\mu_w = 0.015 \text{ cP}$ <p>(μ Pada suhu tw)</p> $\phi_s = 1.7809648$ $ho = 237.42493 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$	<p>panas</p> $hio = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$
--	--

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= \frac{237.42493 \times 1500}{237.42493 + 1500}$$

$$= 204.9800 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0.004 = \frac{204.9800 - U_D}{204.9800 \times U_D}$$

$$0.00328 = \frac{204.9800 - U_D}{U_D}$$

$$U_D = 204.3099 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} = \frac{67376.8662}{204.3099 \times 313.2981} = 1.0526 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{1.0526}{0.4350} = 2.420 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0.101	1	24	10.4400	11.4808	0.037	8.216
15	0.081	1	30	13.0500	9.1847	0.059	13.660
20	0.060	1	40	17.4000	6.8885	0.095	22.733

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 8.216

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa

<p>1. Menghitung Nre dan friksi</p> $\begin{aligned} Nre &= 18186.00166 \\ &\text{(fig.26 "Kern", hal.839)} \\ f \text{ tabel} &= 0.0035 \\ f &= 0.0078 \end{aligned}$ <p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\begin{aligned} \rho &= 66.5192 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\ \Delta P_1 &= \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144} \\ &= 0.7145 \text{ psi} \\ &\text{(fig.27 "Kern", hal.837)} \end{aligned}$ <p>3. $V = \frac{G}{3600 \cdot \rho} = \frac{534317.3}{3600 \cdot 66.5}$</p> $\begin{aligned} &= 2.2313 \\ &= 0.035 \text{ psi} \end{aligned}$ <p>$\Delta P_n = n$</p> $\begin{aligned} &= 0.0346 \text{ psi} \end{aligned}$ <p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\begin{aligned} \Delta P_{an} &= \Delta P_1 + \Delta P_n \\ &= 0.7491 \text{ psi} \end{aligned}$ <p>$\Delta P_{an} < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>	<p>1'. Menghitung Nre</p> $\begin{aligned} Nre &= 160234.842 \\ &\text{(fig.26 "Kern", hal.836)} \\ f \text{ tabel} &= 0.00003 \\ f &= 0.00175 \end{aligned}$ <p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\begin{aligned} \rho &= 1.237 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\ \Delta P_p &= \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144} \\ &= 0.01260186 \text{ psi} \end{aligned}$ <p>$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>
---	--

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Untuk memanaskan air dan katalis yang akan masuk ke dalam reaktor II dari 30 ⁰ C sampai 115 ⁰ C
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	2002.8753 kg/jam = 4415.5389 lb/jam
Rate steam	:	526.8591 kg/jam = 1161.5136 lb/jam
Diameter luar pipa	:	0.4000 in = 0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

23. Reaktor II (R-130)

Fungsi	:	untuk mereaksikan C ₅ H ₆ CCl ₃ dengan H ₂ O menggunakan katalis ZnCl ₂
Tipe	:	bejana tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished

dan bawah berbentuk conis

Direncanakan :

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
 f : 18750
 E : 0.8
 C : 2 /16
 P operasi : 1 atm = 14.7 psia
 T operasi : 115 °C

Perhitungan :

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
ZnCl ₂ +H ₂ C	2002.8753	0.1606	66.5192	10.6825
C ₃ H ₆ CCl ₃	10468.8578	0.8394	86.1506	72.3154
Total	12471.7331	1.0000	152.67	82.9979

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi. \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{82.9979}{1.0000} = 82.9979 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Bahan masuk} = 12471.7331 \text{ kg/jam} = 27495.18 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate aliran larutan} = \frac{m}{\rho} = \frac{27495.18}{82.99793} = 331.2755 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Lama operasi} = 8 \text{ jam}$$

A. Volume Reaktor

$$V \text{ liquid} = 2650.2042 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi volume ruang kosong} = 25 \%$$

$$V \text{ total} = V \text{ liquid} + V \text{ ruang kosong}$$

$$= 2650.2042 + 0.25 V \text{ total}$$

$$0.75 V \text{ total} = 2650.2042$$

$$V \text{ total} = 3533.6056 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ ruang kosong} = 25\% V \text{ total}$$

$$= 883.4014 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan dimensi reaktor

1. Menghitung diameter reaktor

$$\text{Asumsi } L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$V \text{ tot} = V \text{ tutup bawah} + V \text{ silinder} + V \text{ tutup atas}$$

$$3533.6056 = 0.0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot L_s}{4} + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$\begin{aligned}
3533.6056 &= 0.0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot 1,5 \text{ di}}{4} + 0.0847 \text{ di}^3 \\
3533.6056 &= 0.0847 \text{ di}^3 + 1.1775 \text{ di}^3 + 0.0847 \text{ di}^3 \\
3533.6056 &= 1.3469 \text{ di}^3 \\
\text{di}^3 &= 2623.5100 \\
\text{di} &= 13.7920 \text{ ft} \\
&= 165.5041 \text{ in}
\end{aligned}$$

2. Menentukan volume liquid dalam silinder

$$\begin{aligned}
V \text{ liq dalam silinder} &= V \text{ liquid} - V \text{ tutup bawah} \\
&= 2650.2042 - 222.2113 \\
&= 2427.9929 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

3. Menentukan tinggi liquid dalam tangki

$$\begin{aligned}
V \text{ liquid} &= V \text{ tutup bawah} + V \text{ liquid dalam silinder} \\
2650.2042 &= 222.2113 + \frac{\pi \cdot \text{Di}^2 \cdot \text{Lls}}{4} \\
2650.2042 &= 222.2113 + 149.3223 \text{ Lls} \\
149.32 \text{ Lls} &= 2427.9929 \\
\text{Lls} &= 16.2601 \text{ ft} = 195.121 \text{ in}
\end{aligned}$$

4. Menentukan tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{\rho (\text{HL}-1)}{144} = \frac{82.9979}{144} \times [16.26 - 1] \\
&= 8.7955 \text{ psia} \\
\text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= 14.7 + 8.7955 = 23.4955 \text{ psia} \\
&= 8.7955 \text{ psig}
\end{aligned}$$

5. Menentukan tebal silinder

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P_i \times d_i}{2 (f \cdot E - 0.6 \cdot P_i)} + C \\
t_s &= \frac{8.7955 \times 165.5041}{2 \left[18,750 \times 0.8 - 0.6 \cdot 8.7955 \right]} + \frac{2}{16} \\
t_s &= 0.1735 \times \frac{16}{16} = \frac{2.777}{16} \approx \frac{3}{16}
\end{aligned}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned}
d_o &= d_i + 2 t_s \\
&= 165.5041 + 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\
&= 165.8791 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari Brownell and Young, table 5.7 halaman 90 didapatkan :

$$d_o \text{ tabel} = 168 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 di &= do - 2 \, ts \\
 &= 168 - 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\
 &= 167.6250 \text{ in} \\
 &= 13.96875 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan dimensi tutup

$$\begin{aligned}
 r &= di = 167.63 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.7 hal 90}) \\
 icr &= 10.125 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.7 hal 90}) \\
 sf &= 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88})
 \end{aligned}$$

1. Menentukan tebal tutup atas dan bawah berbentuk standar dish

$$\begin{aligned}
 tha / thb &= \frac{0.885 \times \text{Pi} \times r + C}{f.E - 0.1 \cdot \text{Pi}} \\
 &= \frac{0.885 \times 8.7955 \times 167.6250}{\left[18,750 \times 0.8 - 0.1 \times 8.7955 \right]} + \frac{2}{16} \\
 &= 0.2120 \times \frac{16}{16} = \frac{3.39}{16} \sim \frac{4}{16}
 \end{aligned}$$

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{167.6250}{2} = 83.8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 83.8125 - 10 = 73.6875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 167.6250 - 10 = 157.500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{157,5^2 - 70,69^2} = 139.1991 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 167.6250 - 139.1991 \\
 &= 28.4259 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell and Young, hal 87)

$$\begin{aligned}
 OA &= ts + b + sf \\
 &= \frac{4}{16} + 28.4259 + 2 \\
 &= 30.6759 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ha / hb = 30.6759 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 Ls &= 1.5 \times di \\
 &= 1.5 \times 167.6250 \\
 &= 251.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi H} &= hb + Ls + ha \\
 &= 30.6759 + 251.4375 + 30.6759 \\
 &= 312.7892 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan dimensi dari vessel :

$$- \text{ Tebal silinder (ts)} = 3/16 \text{ in}$$

- Diameter luar (do)	=	168	in
- Diameter dalam (di)	=	167.6250	in
- Tebal tutup atas (tha)	=	4 /16	in
- Tebal tutup bawah (thb)	=	4 /16	in
- Tinggi tutup atas (ha)	=	30.6759	in
- Tinggi tutup bawah (hb)	=	30.6759	in
- Tinggi reaktor (H)	=	312.789	in

Di = diameter impeller	=	50.2875	in
L = panjang impeller	=	12.5719	in
Zi = tinggi impeler dari dasar tangki	=	60.345	in
W = Lebar baffle (daun impeller)	=	5.0288	in
J = Tebal blades	=	4.1906	in
n = jumlah pengaduk	=	1	buah
Daya	=	90	Hp
Diameter poros	=	10.0358	in
Panjang poros	=	234.3402	in

24.Scruber II (D-138)

Fungsi : Menyerap gas HCl yang keluar dari reaktor II dengan menggunakan pelarut air

Type : Vertical Tray Tower

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Direncanakan:

Massa gas masuk = 5623.7254 kg/jam = 12398.07 lb/jam

Tekanan = 1 atm = 14.70 psia

Suhu gas masuk = 115 °C = 388.2 K

Suhu gas keluar = 36 °C = 309.5 K

Perhitungan:

Volume gas masuk :

$$PV = nRT$$

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$= \frac{154.2396 \text{ kmol/j} \cdot 0.082057 \text{ m}^3\text{atm/kmol.K} \cdot 388.2 \text{ K}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 4912.5967 \text{ m}^3/\text{jam} = 1.36461 \text{ m}^3/\text{s}$$

Diameter kolom :

Dari Geankoplis APP. A-3, hal 855 didapatkan :

$$\rho \text{ air } 30^\circ\text{C} = 995.68 \text{ kg/m}^3 = 62.1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{BM gas} = \frac{m}{n} = \frac{5623.725 \text{ kg/jam}}{154.2396 \text{ kmol/jam}} = 36.4610 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{gas } 115^\circ\text{C}} = \frac{\text{BM gas} \times T_o \times P_i}{359 \times T_i \times P_o}$$

$$= \frac{36.4610 \times 388 \times 1}{359 \times 309.5 \times 1} = 0.13 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.0002 \text{ lb/ft}^3$$

$$U_{\text{sg}} = K_{\text{sb}} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} = 0.04 \left(\frac{995.68 - 0.13}{0.13} \right)^{1/2}$$

$$= 19.8936 \text{ m/s}$$

$$D = \frac{4V}{\pi \rho_g U_{\text{sg}}} = \left(\frac{4 \times 1.36461}{\pi \times 0.13 \times 19.8936} \right) = 0.6861 \text{ m}$$

$$= 27.0117 \text{ in}$$

Menentukan tinggi scrubber :

$$H_t = \left[0.5 D^{0.3} \right] = \left[0.5 \times 0.6861^{0.3} \right] = 0.4466 \text{ m}$$

(fig.4-31 Ulrich, hal 196)

$$\frac{N_x M_{rL} x \mu_L}{\rho_L} = \frac{2 \times 18.0 \times 0.075}{995.68} = 2.71\text{E-}03$$

$$\varepsilon_s = 0.25$$

$$H_a = \frac{N \times H_t}{\varepsilon_s} = \frac{2 \times 0.4466}{0.25} = 4 \text{ m} = 11.7208 \text{ ft}$$

Menentukan tebal silinder :

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

- Jenis pengelasan : Double welded butt joint

$$f = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0.8$$

$$C = \frac{2}{16} \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2[fE - 0.6 P_i]} + C$$

$$= \frac{14.700 \times 27.0117}{2[18750 \times 0.8] - [0.6 \times 14.700]} + \frac{2}{16}$$

$$= 0.138239646 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{2.21183434}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Standarisasi Do :

$$D_o = D_i + 2 t_s = 27.0117 + \left(2 \frac{3}{16} \right) = 27.3867 \text{ in}$$

Dari Brownell hal 91 didapatkan Do standart = 30 in

$$D_i = D_o - 2 t_s = 30 - \left(2 \frac{3}{16} \right) = 29.625 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup :

Tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

$$\begin{aligned}
 t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{\left[f E - 0.1 P_i \right]} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 14.700 \times 27.0117}{\left[18750 \times 0.8 \right] - \left[0.1 \times 14.700 \right]} + \frac{2}{16} \\
 &= \frac{0.1484296 \times \frac{16}{16}}{\frac{16}{16}} \\
 &= \frac{2.3749}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_a - h_b = 0.169 \times D_i = 0.169 \times 27.0117 = 4.5650 \text{ in}$$

Spesifikasi scrubber :

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

$$t_s = \frac{3}{16}$$

$$D_i = 29.625 \text{ in}$$

$$D_o = 30 \text{ in}$$

$$t_{ha} - t_{hb} = \frac{3}{16}$$

$$h_a - h_b = 4.5650 \text{ in}$$

$$\text{tinggi scrubber} = 3.6 \text{ m}$$

25. Pompa sentrifugal (L-141)

Fungsi = Memompa larutan dari reaktor II menuju destilasi II

Type = Pompa sentrifugal

Direncanakan :

Jumlah = 1 buah

Bahan konstruksi = Cast Iron

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 115 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.pi
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0206	0.0000	54.1188	0.0002
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7443	0.0611	86.1506	5.2680
CH ₃ COOH	6278.7790	0.9169	62.428	57.2388
ZnCl ₂	73.2819	0.0107	181.4781	1.9420
H ₂ O	77.1820	0.0113	62.1533	0.7005
Total	6848.0077	1.0000	446.3288	65.1495

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i} \\
 &= \frac{65.1495}{1.0000} = 65.15 \text{ lb/ft}^3 = 1043.56 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= 0.7200 \text{ cp} = 1.7417 \text{ lb/ft.jam} \\ \text{Rate aliran} &= 6848.0077 \text{ kg/jam} = 15097.1177 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

PERHITUNGAN :**A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)**

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{15097.1177}{65.1495} = 231.7305 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0644 \text{ ft}^3/\text{s} = 28.8913 \text{ gal/menit} \\ D_{i\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters \& Timmerhaus"hal 496)} \\ &= 3.9 \times 0.0644^{0,45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 65.15^{0,13} \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1.9533 \text{ in} = 2 \text{ in} \\ &= 0.1628 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi Di} = 2 \text{ in sch 40 (Kern, Table.11 hal 844)}$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 2.380 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.067 \text{ in} = 0.1723 \text{ ft}$$

$$A = 3.35 \text{ in} = 0.2792 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{231.731}{0.27917} \\ &= 830.0795 \text{ ft/jam} \\ &= 0.2306 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}\text{Bilangan Reynold (N}_{Re}\text{)} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.17225 \times 830.0795 \times 65.1495}{0.7200} \\ &= 12937.70412 \geq 4000 \text{ (aliran turbulent)}\end{aligned}$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent rougness } (\epsilon) = 0.000046 \text{ m}$$

$$\text{Relative rougness } \frac{\epsilon}{D} = 0.0003 \text{ in}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.004$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 60 ft
- elbow 90° = 2 buah
 - Le/D = 30 (foust, hal 719)
 - L elbow = 30
 - = 30 × 2 × 0.2 ft
 - = 11.900 ft
- Globe valve = 1 buah

$$\begin{aligned}
 Le/D &= 340 \\
 L \text{ elbow} &= 340 \text{ ID} \\
 &= 340 \times 1 \times 0.198 \text{ ft} \\
 &= 67.433 \text{ ft} \\
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\
 &= 60 + 11.900 + 67.433 \\
 &= 139.3333 \text{ ft} \\
 &= 1672 \text{ in}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0.004 \frac{139.3333}{0.17225} \times \frac{0.2306^2}{2 \times 32.17} \\
 &= 0.0107 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned}
 h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} = 0.75 \frac{0.2306^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.0006 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Elbow 90°, 2 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93}) \\
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} = 2 \times 0.75 \frac{0.2306^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.0012393 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi} &= (\Sigma F) = 0.0107 + 0.0006 + 0.00124 \\
 &= 0.0126 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Kestimbangan Mekanik

Hulum Bernoulli

$$\begin{aligned}
 \Delta Z &= 30 \text{ ft} \\
 \Delta P &= 0 \text{ lb/ft}^2 \\
 v_1 &= 0 \text{ ft/s} \\
 v_2 &= 0.2306 \text{ ft/s} \\
 \alpha &= 1
 \end{aligned}$$

Sehingga kesetimbangan mekanik :

$$\begin{aligned}
 \frac{V_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F &= -W_s \\
 \frac{0,1870^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} + 30 \frac{32.174}{32.174} + \frac{0}{65.1495} + 0.0126 &= -W_s \\
 -W_s &= 30.0657 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi pompa } (\eta) &= 31\% \\
 & \quad (\text{fig. 1437 "Petters \& Timmerhouse", hal.520})
 \end{aligned}$$

$$W_s = - \eta W_p$$

$$\begin{aligned}
30.0657 &= - 31\% W_p \\
W_p &= 96.9862 \text{ ft.lbf/lbm} \\
\text{mass flow rate (m)} &= Q \times \rho \\
&= 231.7305 \times 65.1495 \\
&= 15097.1177 \text{ lbm/jam} \\
&= 4.1936 \text{ lbm/s} \\
\\
\text{WHp} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
&= 96.9862 \times 4.1936 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
\text{WHp} &= 0.7395 \text{ hp} \\
\text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\
&= \frac{0.7395}{0.3100} \\
&= 2.3855 \text{ Hp} \\
\text{Efisiensi motor} &= 80\% \\
&\text{fig. 14-38 "Petters \& Timmerhause", hal.521} \\
\text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
&= \frac{2.3855}{80\%} \\
&= 2.9819 \text{ Hp} \approx 3 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi : memompa larutan dari reaktor II menuju kolom distilasi II
Type : Pompa Sentrifugal
Jumlah pompa : 1 buah
Daya : 3 Hp
Kapasitas : 231.7305 ft³/jam

26. Heater (E-142)

Fungsi : Untuk memanaskan larutan dari reaktor ke dalam distilasi II dari 115 °C sampai 180.62°C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 6848.0 kg/jam = 15097.1177 lb/jam

- suhu bahan masuk (t_1) = 115 °C = 239 °F
- suhu bahan keluar (t_2) = 181 °C = 357 °F
- kebutuhan steam (m) = 311.299 kg/jam
= 686.289 lb/jam
- panas yang dibawa steam (Q) = 221309.132 kkal/jam
= 87765.360 btu/jam
- suhu steam masuk (T_1) = 250 °C = 482 °F
- suhu steam kondensat (T_2) = 250 °C = 482 °F

$$\rho \text{ campuran} = 65.1495 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0.7200 \text{ cp} = 1.7417 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan :

a. Menghitung Δt

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = [482 - 239] = 243.0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = [482 - 357] = 124.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{243 - 125}{\ln \frac{243.0}{124.9}} = \frac{118}{0.666} = 177.4376 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = Ft \times \Delta T_{\text{LMTD}} = 1 \times 177.4376 = 177.438 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 298 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 2 x 1 1/4" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 "kern", didapatkan :

-> **Bagian annulus (klorin)**

$$a_{\text{an}} = 1.19 \text{ in}^2 = 0.0083 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 0.915 \text{ in} = 0.0763 \text{ ft}$$

$$d_v = 0.4 \text{ in} = 0.0333 \text{ ft}$$

-> **Bagian Pipa (Steam)**

$$a'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$d_i = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$d_o = 1.66 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft}$$

$$a_p = 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (steam)

<p>1. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{15097.1177 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 1826878.111 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = \frac{0.7200 \text{ centipoises}}{1.7424 \text{ lb/ft.j}}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1826878.111 \times 0.0763}{0.7200 \times 2.42}$ $= 79946.8871$ <p>2. JH = 150 (fig.28 "Kern" hal 838)</p> <p>3. Menghitung harga koefisien film</p> $CP = 0.5300 \text{ Btu/lb.}^{\circ}F$ <p>(Tabel 5 "Kern", hal.800)</p> $k = 0.0870 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}F/ft$ $k (Cp \cdot \mu/k)^{1/3} = 0.1424$ $ho/\phi_s = 185.7558$ $tw = 277.78917 \text{ }^{\circ}F$ <p>(fig.3 "Kern", hal.825)</p> $\mu_w = 0.015 \text{ cP}$ <p>(μ Pada suhu tw)</p> $\phi_s = 1.7193875$ $ho = 319.3862 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}F$	<p>1'. Menghitung Nre pipa</p> $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{686.2887 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 65883.7139 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>(fig.14 "Kern", hal.823)</p> $\mu = 0.018 \text{ (Pada suhu } T_c)$ $Nre_p = \frac{G_p \times di}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{65883.7 \times 0.1150}{0.018 \times 2.42}$ $= 173935.425$ <p>2' JH = -</p> <p>3' Harga koefisien film perpindahan panas</p> $hio = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}F$
--	---

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= \frac{319.3862 \times 1500}{319.3862 + 1500}$$

$$= 263.3192 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}F$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0.004 = \frac{263.3192 - U_D}{263.3192 \times U_D}$$

$$0.00421 = 263.3192 - U_D$$

$$U_D = 262.2145 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} = \frac{87765.3599}{262.2145 \times 177.4376} = 1.8863 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{1.8863}{0.4350} = 4.336 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0.181	1	24	10.4400	11.4808	0.037	8.216
15	0.145	1	30	13.0500	9.1847	0.059	13.660
20	0.108	1	40	17.4000	6.8885	0.095	22.733

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 8.216

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
<p>1. Menghitung Nre dan friksi</p> $Nre = 79946.88705$ <p>(fig.26 "Kern", hal.839)</p> $f \text{ tabel} = 0.0003$ $f = 0.0026$	<p>1'. Menghitung Nre</p> $Nre = 173935.425$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f \text{ tabel} = 0.00003$ $f = 0.00170$
<p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\rho = 65.1495 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 2.8501 \text{ psi}$ <p>(fig.27 "Kern", hal.837)</p>	<p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\rho = 1.237 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ $= 0.02067192 \text{ psi}$
<p>3. $V = \frac{G}{3600 \cdot \rho} = \frac{1826878.1}{3600 \cdot 65.1}$</p> $= 7.7893$ $= 0.413 \text{ psi}$ $\Delta P_n = n \cdot 0.4134 \text{ psi}$	<p>$\Delta P_p < \Delta P$ tetapan (memenuhi)</p>
<p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 3.2635 \text{ psi}$	

$\Delta P_{an} < \Delta P$ tetapan (memenuhi)	
---	--

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Untuk memanaskan larutan dari reaktor ke dalam
Tipe	:	distilasi II dari 115 0C sampai 180.62 ⁰ C
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	6848.0077 kg/jam = 15097.1177 lb/jam
Rate steam	:	686.2887 kg/jam = 1512.9920 lb/jam
Diameter luar pipa	:	0.4000 in = 0.0333 ft
Diameter dalam pipa	:	1.3800 in = 0.1150 ft
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

27. Distilasi II

Nama Alat	:	Kolom Destilasi
Kode	:	D-120
Fungsi	:	Memisahkan asam benzoat dengan senyawa lainnya
Type kolom	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished
Type tray	:	Sieve tray

Dasar perencanaan prancangan

- Tekanan operasi : 1 atm
- Feed masuk, q : 6848.0077 kg/jam
- Suhu feed masuk : 180.62 °C = 357.12 °F
- Kolom destilasi dilengkapi kondensor reflux dan reboiler parsial

Direncanakan

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
f = 12750 (Brownell,1959. App D-4)
- Jenis pengelasan : Double welded butt joint
E = 0.8 (Brownell,1959. tabel 13-2)
- Faktor korosi : 1/16 = 0.0625 in

a Menentukan jumlah plate

Menghitung minimum stage kolom destilasi

$$\alpha_{ij} = P_i^{\text{sat}} / P_j^{\text{sat}}$$

$$\alpha_{LD} = 0.0323$$

$$\alpha_{LB} = 0.0112$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD}\alpha_{LB}}$$

$$\alpha_{L,av} = 0.0190$$

$$N_m = \frac{\log\left[\left(\frac{x_{LD}D}{x_{HD}D}\right)\left(\frac{x_{HB}B}{x_{LB}B}\right)\right]}{\log \alpha_{L,av}} \quad \text{Pers.18.41 (M)}$$

$$N_m = 4.8950 \approx 5$$

Dari perry ed 6 hal 13-38, diambil:

$$N_{min} = 0.5 \quad N$$

$$N = \frac{5}{0.5}$$

$$= 10 \quad \text{buah}$$

b Menentukan letak umpan masuk

Dari App. A diperoleh:

$$X_{HF} = 0.8807$$

$$X_{LF} = 4E-06$$

$$X_{HD} = 0.9033$$

$$X_{LB} = 1E-06$$

$$D = 56.7130 \quad \text{kmol/jam}$$

$$B = 1.6646 \quad \text{kmol/jam}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \quad \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \cdot \frac{B}{D} \cdot \left(\frac{X_{LB}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \quad \log \left[\left(\frac{0.8807}{4E-06} \right) \cdot \frac{1.6646}{56.7130} \cdot \left(\frac{1E-06}{0.9033} \right)^2 \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -1.67$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0.564$$

Sehingga,

$$N_e + N_s = 10$$

$$0.56 \quad N_s + N_s = 10$$

$$1.56 \quad N_s = 10$$

$$N_s = 6.39 \approx 6$$

$$N_e = 3.61 \approx 6$$

Jadi feed masuk pada plate ke 1 dari atas

c Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Dari App B, diperoleh:

Enriching

$$V = 81.9687 \text{ kmol/jam}$$

$$L = 22.9184 \text{ kmol/jam}$$

Exhausting

$$V' = 81.9687 \text{ kmol/jam}$$

$$L' = 82.2960 \text{ kmol/jam}$$

- Dari App A, diperoleh:

Komponen	BM	M ₁₂	
		kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	51.4132	6278.7790
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	0.000224	0.0206
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	2.1422	418.7443
ZnCl ₂	136.2880	0.5377	73.2819
H ₂ O	18.0149	4.2843	77.1820
Jumlah	564.0455	58.3776	6848.0078

Komponen	M ₅		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X _F	kmol/jam	X _D	kmol/jam	X _B
C ₆ H ₅ COOH	51.4132	0.8807005	51.2281	0.903287	0.1851	0.1112
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0002	3.83E-06	0.000221	3.9E-06	0.0000	0.0000
C ₆ H ₅ CCl ₃	2.1422	0.036695	2.1420	0.037768	0.0002	0.0001
ZnCl ₂	0.5377	0.0092107	0.0000	0	0.5377	0.3230
H ₂ O	4.2843	0.07339	3.3427	0.058941	0.9416	0.5657
Jumlah	58.3776	1	56.7130	1.0000	1.6646	1.0000

Komponen	BM	Destilat		Bottom	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ COOH	122.1239	51.2281	6256.1754	0.1851	22.6036
C ₆ H ₅ CH ₃	92.1418	0.0002	0.0204	0.0000	0.0002
C ₆ H ₅ CCl ₃	195.4769	2.1420	418.7024	0.0002	0.0419
ZnCl ₂	136.2880	0.0000	0.0000	0.5377	73.2819
H ₂ O	18.0149	3.3427	60.2186	0.9416	16.9634
Jumlah	564.0455	56.7130	6735.1168	1.6646	112.8910

Komponen	X _F	X _D	X _B	Y _F	Y _D	Y _B	BM
C ₆ H ₅ COOH	0.8807	0.9032871	0.1112	0.0953	0.16512	0.000059	122.1

C ₆ H ₅ CH ₃	0.0000	3.903E-06	0.0000	0.0000	2.7E-05	5.86E-07	92.1
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0367	0.0377683	0.0001	0.0168	0.02452	2.21E-06	195.5
ZnCl ₂	0.0092	0	0.3230	0.1500	0	0.690181	136.3
H ₂ O	0.0734	0.0589407	0.5657	0.7379	0.81037	0.309758	18.0
Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	564.0

- Perhitungan beban destilasi

Bagian	Uap			Liquid		
	kmol/jam	BM	kg/jam	kmol/jam	BM	kg/jam
Enriching						
Atas	81.9687	39.559442	3242.6	22.9184	210.899	4833.476
Bawah	81.9687	48.658841	3988.5	22.9184	117.3054	2688.451
Exhausting						
Atas	81.9687	48.658841	3988.50194	82.30	117.3054	9653.761
Bawah	81.9687	99.651351	8168.29171	82.30	67.82	5581.098

- Berdasarkan perhitungan, beban destilasi terletak pada enriching bagian atas dan pada exhausting bagian bawah

$$V' = 5581.0980 \text{ kg/jam}$$

$$L' = 8168.292 \text{ kg/jam}$$

- Perhitungan densitas campuran

Densitas vapor:

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 180.62 \text{ }^{\circ}\text{C} = 453.77 \text{ K}$$

$$\rho_v = \frac{BM \times T \times P}{V \times T_i \times P_0} = \frac{99.6514 \times 273.15 \times 1}{359.05 \times 453.77 \times 1}$$

$$\rho_v = 0.1671 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0.003 \text{ g/cm}^3$$

$$= 0.00003 \text{ mol/cm}^3$$

Komposisi	x _B	ρ (lb/ft ³)	ρ _L = ρ · x _B		
			lb/ft ³	g/cm ³	mol/cm ³
C ₆ H ₅ COOH	0.1112	84.4049	9.3848	1.3520	0.0199
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0000	54.1206	0.0001	0.8669	0.0128
C ₆ H ₅ CCl ₃	0.0001	54.8510	0.0071	0.8786	0.0130
ZnCl ₂	0.3230	66.0488	21.3347	1.0580	0.0156
H ₂ O	0.5657	62.4300	35.3147	1.0000	0.0147

Total	1.0000	321.8553	66.0413	5.1555	0.0760
-------	--------	----------	---------	--------	--------

Dari App A, diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \Sigma P.X_i &= 332 \quad \text{mmHg} \\
 &= 6.4227 \quad \text{psia} \\
 &= 442830.9 \quad \text{dyn/cm}^2 \\
 \sigma^{1/4} &= \Sigma P.X_i (X_i - \rho_L) \quad (\text{Pers 2.169 Perry}^{\text{6th}}, \text{hal 2-375}) \\
 &= 442830.9 \left[1 - 0.0760 \right] \\
 &= 409167.057 \quad \text{dyn/cm} \\
 \sigma &= 25.2915 \quad \text{dyn/cm}
 \end{aligned}$$

d Menaksir diameter tray dan tray spacing kolom destilasi

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir uap} \quad V &= 5581.0980 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 2531.5303 \quad \text{lb/jam} \\
 V &= \frac{2531.5303 \quad \text{lb/jam}}{0.1671 \quad \text{lb/ft}^3} \times \frac{1 \quad \text{jam}}{3600 \quad \text{s}} \\
 &= 4.2091 \quad \text{ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 3-1 dan 3-2 (Kusnarjo, 2012)

$$\begin{aligned}
 d_t &= 1.13 \sqrt{\frac{V}{G}} = 1.13 \sqrt{\frac{5581.0980}{G}} \\
 G &= C \sqrt{\rho_V (\rho_L - \rho_V)} = C \sqrt{0.1671 \left[66.0413 - 0.1671 \right]}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan biaya untuk satu bagian tray, sebagai berikut:

- Silinder/Shell : Rp. 50,000 /ft²
- Tray/Plate : Rp. 40,000 /ft²
- Down comer : Rp. 35,000 /ft²

$$\text{Silinder} = (\pi \cdot d_t \cdot T) \cdot \text{Rp}$$

$$\text{Tray} = \left(\frac{\pi}{4} \cdot d_t^2 \cdot A_d \right) \cdot \text{Rp}$$

$$\text{Down comer} = (W_d \cdot T) \cdot \text{Rp}$$

Dari gambar 3.6, grafik hubungan surface tension dan faktor C (Kusnarjo, 2012)

Tray spacing : 10 - 36 in

Surface tension, σ : 25.2915 dyn/cm

Untuk menaksir harga satu bagian tray, dari gambar 3.4 diasumsikan sebagai berikut:

$$L_w/d_t = 65\%$$

$$A_d = 5.50\%$$

$$W_d = 12\%$$

T in	C	G	d _t	Biaya tiap bagian tray (\$)			Total biaya
		lb/ft ²	ft	Silinder	Tray	Down come	\$
0.833	150	497.6	2.5487	333325	201774	3499	538597.160
1	275	912.3	1.8824	295530	109059	4200	408788.549
1.25	225	746.4	2.081	408401	133783	5250	547433.554
1.5	525	1741.7	1.3623	320833	56078	6300	383211.646
1.667	570	1890.9	1.3075	342127	51477	7000	400604.956
2	660	2189.5	1.2151	381528	44158	8400	434085.305
2.5	720	2388.6	1.1633	456606	40295	10500	507400.638
3	760	2521.3	1.1323	533313	38058	12600	583971.263

Satu bagian tray termurah terletak pada T = 1.5 dengan harga d_t = 1.4 ft
= 16.8 in

e Menentukan tipe aliran

$$\begin{aligned} \text{Laju alir liquid} &= 8168.292 \text{ kg/jam} \\ &= 3705.0554 \text{ lb/jam} \\ L &= \frac{3705.0554 \text{ lb/jam}}{60 \text{ menit/jam}} \times \frac{7.48 \text{ gal/ft}^3}{48.5 \text{ lb/ft}^3} \\ L &= 9.524 \text{ gpm} \\ L_{\max} &= 1.3 L \\ &= 12.4 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Sehingga dari gambar 3.8, didapatkan tipe aliran "reverse flow"

f Pengecekan terhadap liquid head (hd)

Syarat desain kolom yang baik, yaitu $hd < 1$

$$\begin{aligned} h_{ow \max} &= \left(\frac{Q_{\max}}{2,98 L_w} \right)^{2/3} \quad \text{dan} \quad h_{ow \min} = \left(\frac{Q_{\min}}{2,98 L_w} \right)^{2/3} \\ h_{l \max} &= h_w + h_{ow \max} \quad \text{dan} \quad h_{l \min} = h_w + h_{ow \min} \\ Q_{\max} &= 1.3 \times L = 1.3 \times 9.524 = 12.381 \text{ gpm} \\ Q_{\min} &= 0.7 \times L = 0.7 \times 9.524 = 6.667 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Tinggi weir (h_w) sebesar 1,5 - 3,5 in, dimana pada desain ini diambil:

$$\text{Tinggi weir (h}_w) = 1.5 \text{ in}$$

Maka didapatkan harga sebagai berikut:

L _w /d _t	55%	60%	65%	70%	75%	80%
L _w	9.24	10.08	10.92	11.76	12.6	13.44
h _{ow max}	0.5869	0.5538	0.5251	0.4997	0.4773	0.4572
h _{ow min}	0.3885	0.3666	0.3475	0.3308	0.3159	0.3026
h _w	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5

$h_{l \max}$	2.0869	2.0538344	2.02506	1.999745	1.97728	1.95718
$h_{l \min}$	1.8885	1.8665639	1.84752	1.830764	1.8159	1.802592

Karena h_l mempunyai harga sebesar 2,0 in - 4,0 in, maka dari tabel diatas diambil optimasi L_w/d_t sebesar = 75%

$$h_w - h_c = \frac{1}{2}$$

Maka,

$$h_c = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_{dc} &= L_w \times h_c && \text{luas downcomer clearance} \\ &= 9.45 \times 0.08333 \text{ ft} \\ &= 0.7875 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Untuk $L_w/d_t = 75\%$ dari gambar 3.4 (Kusnarjo, 2012) diperoleh harga:

$$\begin{aligned} A_d &= 17.5\% A_t \\ &= 17.5\% \times \frac{\pi}{4} \cdot d_t^2 \\ &= 0.269255 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari A_{dc} dan A_d diambil nilai yang terkecil, sehingga $A_p = A_d = 0.269255 \text{ ft}^2$ maka:

$$\begin{aligned} h_d &= 0.03 \left(\frac{Q_{\max}}{100 A_p} \right)^2 = 0.03 \left(\frac{12.381}{100 \times 0.269255} \right)^2 = 0.006343 \text{ ft} \\ &= 0.076115 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $h_d = 0.0761147 \text{ in} < 1 \text{ in}$ maka tinggi liquid head memenuhi syarat
g Pengecekan terhadap harga tray spacing (T)

$$\text{Dari hasil desain } L_w/d_t = 75\% \text{ dan } d_t = 1.4 \text{ ft}$$

Maka dari tabel 3.1 (Kusnarjo, 2012) didapatkan lebar down comer (W_d)

sebesar:

$$\begin{aligned} W_d &= 17\% d_t = 17\% \times 1.4 = 0.238 \text{ ft} \\ &= 2.856 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar calming zone (W_s) dan End wastage (W_w) diambil masing-masing sebesar

3 in maka,

$$x = \frac{d_t}{2} - \frac{W_d + W_s}{12} = \frac{1.4}{2} - \frac{0.24 + 3}{12} = 0.43 \text{ ft}$$

$$r = \frac{d_t}{2} - \frac{W_w}{12} = \frac{1.4}{2} - \frac{3}{12} = 0.45 \text{ ft}$$

$$Aa = \left[x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right] \text{ aktif area}$$

$$= 2 \left(0.43 \sqrt{0.45^2 - 0.43^2} + 0.43^2 \sin^{-1} \frac{0.43}{0.45} \right) =$$

$$= 0.5847 \text{ ft}$$

$$\text{Untuk bentuk } \Delta = \frac{A_o}{A_a} = \frac{0.785}{n^2}$$

n	2.5	3	3.5	4	4.5
A _a	0.5847	0.5847	0.5847	0.5847	0.5847
A _o	0.0734	0.0510	0.0375	0.0287	0.0227

$$\text{Untuk } n = 2.5$$

$$V_{\max} = 1.3 \text{ V}$$

$$= 1.3 \times 4.2091$$

$$= 5.4718277 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$U_{o \max} = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{5.4718277}{0.0734403} = 74.5072 \text{ ft/s}$$

$$A_c = A_t - A_d$$

$$= 0.269255 - 0.014809$$

$$= 0.254446 \text{ ft}^2$$

$$h_p = 12 \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right] 1.14 \left[\frac{U_o^2}{2 \cdot g_c} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right] + \left[1 - \frac{A_o}{A_c} \right]^2 \right]$$

$$= 12 \left[\frac{0.17}{66.0} \right] 1.14 \left[\frac{74.51^2}{2 \times 32.2} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{0.073}{0.254} \right] + \left[1 - \frac{0.0734}{0.2544} \right]^2 \right]$$

$$= 2.656771647 \text{ in}$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho_L} = \frac{31.2}{66.0413} = 0.472432 \text{ in}$$

$$h_l = h_w + h_{ow \max} = 1.5 + 0.525055 = 2.025 \text{ in}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_l = 2.657 + 0.47 + 2.0 = 5.154 \text{ in}$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d = 5.15 + 2.03 + 0 = 7.3 \text{ in}$$

Pengecekan terhadap T tinggih spacing

$$T \geq 2 h_b - h_w$$

$$18 \text{ in} \geq 2 \times 7.3 - 1.5$$

$$18 \text{ in} \geq 13.010858 \text{ in}$$

Kesimpulan: Tray spacing hasil rancangan memenuhi syarat

h Pengecekan Weeping

Syarat: $h_{pm} > h_{pw}$

$$V_{\min} = 0.7 \quad V$$

$$= 0.7 \times 4.2091$$

$$= 2.9463688 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$U_{o \min} = \frac{V_{\min}}{A_o} = \frac{2.9463688}{0.0734403} = 40.1192 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} h_{pn} &= 12 \left[\frac{\rho_v}{\rho_L} \right] 1.14 \left[\frac{U_o^2}{2 \cdot g_c} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right] + \left[1 - \frac{A_o}{A_c} \right]^2 \right] \\ &= 12 \left[\frac{0.17}{66.0} \right] 1.14 \left[\frac{40.119^2}{2 \times 32.2} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{0.073}{0.254} \right] + \left[1 - \frac{0.073}{0.254} \right]^2 \right] \\ &= 0.77030657 \text{ in} \end{aligned}$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 \times 1.816$$

$$= 0.2907948 \text{ in}$$

$h_{pm} \geq h_{pw}$, maka stabilitas tray dan weeping memenuhi syarat

i Pengecekan pada Entrainment

Syarat: tidak terjadi entrainment apabila $e_0/e > 1$

$$e = 0.22 \left[\frac{73}{\sigma} \right] \left[\frac{U_c}{T_e} \right]^{3.2}$$

$$= 0.22 \left[\frac{73}{71.6547} \right] \left[\frac{21.5049}{24.0789} \right]^{3.2}$$

$$= 0.15609$$

Dimana,

$$e_0 = 0.1$$

Maka,

$$\frac{e_0}{e} = \frac{0.1}{0.15609} = 0.6406 \geq 1 \text{ maka disimpulkan tidak terjadi entrainment}$$

j Pelepasan uap dalam down comer

Syarat pelepasan uap dalam down comer cukup sempurna:

$$\frac{W_1}{\dots} < 0.6$$

$$W_d = 2.856$$

Dimana,

$$\begin{aligned} W_1 &= 0.8 \sqrt{h_{ow} (T + h_w - h_b)} \\ &= 0.8 \sqrt{0.5250555 [18 + 2 - 7.255]} \\ &= 2.0284503 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{W_1}{W_d} = \frac{2.0}{2.856} = 0.71 \leq 0.6 \quad (\text{Pelepasan gas dalam down comer sempurna})$$

k Menentukan dimensi kolom

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray aktual} &= 10 \text{ buah} \\ \text{Jumlah tray total} &= \text{tray aktual} + 1 \text{ tray kondensor} \\ &= 11 \text{ buah} \\ \text{Jarak antar tray, T} &= 18 \text{ in} \\ \text{Tinggi shell} &= \text{Jumlah tray total} \times \text{Jarak antar tray} \\ &= 11 \times 18 \\ &= 198 \text{ in} \approx 54 \text{ ft} \\ \text{di shell} &= 16.8 \text{ in} \approx 21 \text{ ft} \\ \text{Total hl dalam shell} &= \text{Jumlah tray total} \times \text{hl} \\ &= 11 \times 2.03 \\ &= 22.28 \text{ in} \approx 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

l Menentukan tekanan desain (pi)

$$\begin{aligned} P_h &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\ &= \frac{66.0413 [22.276 - 1]}{144} \\ &= 9.7574 \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ P_i &= P_{\text{operasi}} + P_h \\ &= 14.7 + 9.7574 \\ &= 24.4574 \text{ psi} \\ &= 9.7574 \text{ psig} \end{aligned}$$

n Menghitung tebal silinder (t_s)

$$\text{Tebal shell (t}_s) = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 P_i)} + C$$

$$\begin{aligned}
&= \left(\frac{9.7574 \times 16.8}{2 \times 12750 \times 0.8 - 0.6 \times 9.7574} \right) + 0.0625 \\
&= 0.0705 \times \frac{16}{16} \\
&= \frac{1.1286}{16} \Leftrightarrow \frac{3}{16}
\end{aligned}$$

Standarisasi do & di

$$\begin{aligned}
do &= di + 2t_s \\
&= 16.8 + 0.3750 \\
&= 17.175 \text{ in} \Leftrightarrow 22 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959, tabel 5-7, hal 89}) \\
di &= do - 2t_s \\
&= 22 - 0.375 \\
&= 21.625 \text{ in} \approx 1.802 \text{ ft}
\end{aligned}$$

n Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

- Tebal tutup atas (tha)

$$\begin{aligned}
tha &= \frac{0,885 \times Pi \times di}{f.E - 0,1 Pi} + C \\
&= \left(\frac{0.885 \times 9.7574 \times 21.6250}{12750 \times 0.8 - 0.1 \times 9.7574} \right) + 0.0625 \\
&= 0.0808095 \text{ in} \times \frac{16}{16} \\
&= \frac{1.2930}{16} \Leftrightarrow \frac{3}{16}
\end{aligned}$$

- Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned}
ha &= 0,169.di \\
&= 0.169 \times 21.6 \\
&= 3.654625 \text{ in} \approx 4.000 \text{ ft}
\end{aligned}$$

- Tinggi tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned}
hb &= 0,169.di \\
&= 0.169 \times 21.6 \\
&= 3.6546 \text{ in} \approx 4 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi kolom} &= \text{Tinggi shell} + ha + hb \\
&= 198 + 3.65463 + 3.6546 \\
&= 205.309 \text{ in} \approx 17.109 \text{ ft} = 5 \text{ m}
\end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : Memisahkan asam benzoat dengan senyawa lainnya
 Tipe : Sieve tray
 Dimensi Ukuran
 Jumlah plate : 10 buah
 Diameter kolom : 16.8 in
 Tinggi kolom distilas : 205.309 in
 Tebal tangki : 3 /16 in
 Tebal tutup atas : 3 /16 in
 Tebal tutup bawah : 3 /16 in
 Tinggi tutup atas : 3.6546 in
 Tinggi tutup bawah : 3.6546 in

28. Kondensor II (E-143)

Fungsi : Merubah fase uap menjadi fase cair produk atas yang keluar dari kolom distilasi II

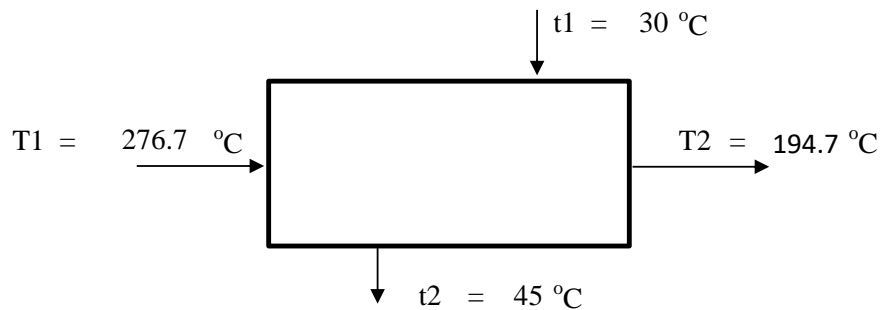
Type : Shell and tube

Direncanakan:

$$R_d = 0.003 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$$\Delta P \text{ uap max} = 2 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ liquid max} = 10 \text{ psi}$$



Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	$\sum xi \cdot \rho_i$
C ₆ H ₅ CH ₃	0.0204	0.0000	54.1188	0.0002
C ₆ H ₅ CCl ₃	418.7024	0.0622	86.1506	5.3557
CH ₃ COOH	6256.1753	0.9289	62.428	57.9887
H ₂ O	60.2186	0.0089	62.1533	0.5557
Total	6735.1167	1.0000	140.2694	63.9003

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{63.9003}{1.00000} = 63.9003 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0.72 \text{ cp}$$

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Panas yang diserap oleh air pendingin

$$Q = 426319.6048 \text{ kkal/jam} = 1690671.021 \text{ Btu/jam}$$

Air pendingin

$$m = 62844.3314 \text{ kg/jam} = 138546.6130 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 113 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Bahan masuk

$$M = 6735.1167 \text{ kg/jam} = 14848.2383 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 276.7 \text{ }^{\circ}\text{C} = 530.05 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 194.7 \text{ }^{\circ}\text{C} = 382.49 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. Menghitung Δt

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = [530.05 - 113] = 417.1 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = [382.49 - 86] = 296.5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{417 - 296.5}{\ln \frac{417}{296}} = \frac{121}{0.34} = 353.4 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Harga Ft = 1 karena prosesnya isothermal dan type HE: 1-2

3. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{1}{2} (T_1 + T_2) = \frac{1}{2} (530.1 + 382.5) = 456.27 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{1}{2} (t_1 + t_2) = \frac{1}{2} (86 + 113) = 99.50 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

4. Mencari Ids dan jumlah pipa dimulai dengan trial U_D yang terletak

antara 75-150 Btu/jam(ft³)(⁰F) dari tabel 8.

$$\text{Trial } U_D = 80 \text{ Btu/j.ft}^3 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{1690671.021}{80 \times 353.4} = 59.80836 \text{ ft}^2$$

Diambil dari ukuran pipa 3/4" OD, 10 BWG, 1 = 12 ft, $P_T = 1$ "

Dari tabel 10, kern didapat $a' = 0.18 \text{ in}^2$ $a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_T = \frac{A}{a'' \times 1} = \frac{59.8084}{0.1963 \times 12} = 25.38986$$

Dari tabel 9 kern didapat :

$$N_t \text{ standart} = 26 \quad (\text{susunan square pitch})$$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{N_T}{N_T \text{ Standart}} \times U_{D \text{ trial}} \\ &= \frac{25.389864}{26} \times 80 \\ &= 78.12266 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)}(^{\circ}\text{F}) \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara shell and tube

Type HE : 1-2

Bagian shell

$$\begin{aligned} ID_s &= 10 \text{ in} \\ n' &= 1 \\ B &= 10 \text{ in} \\ de &= 0.95 \text{ in} \\ &= 0.0792 \text{ ft} \end{aligned}$$

Bagian tube

$$\begin{aligned} do &= 0.8 ; \quad di = 0.620 \text{ in} \\ n &= 2 : \quad P_T = 1 \text{ in} \\ N_T &= 26 \quad L = 12 \text{ ft} \\ a' &= 0.302 \text{ in}^2 \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft/ft}^2 \\ C &= P_T - do \\ &= 0.3 \text{ in} \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas (Rd)

Bagian shell (fluida panas)	Bigian tube (fluida dingin)
5. Menghitung N_{Re} shell	5.' Menghitung N_{Re} tube
$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$ $= \frac{10 \times 0.25 \times 10}{1 \times 1 \times 144}$ $= 0.1736 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{14848.2383}{0.1736}$ $= 85525.8529 \text{ lb/jam.ft}^2$ $N_{Res} = \frac{G_s \times de}{\mu \times 2.42}$ $= \frac{85525.8529 \times 0.08}{1.7424}$ $= 3885.9026$	$a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{26 \times 0.302}{2 \times 144}$ $= 0.0273 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{2534.50}{0.0273}$ $= 92961.79 \text{ lb/j.ft}^2$ $N_{Ret} = \frac{G_t \times di}{\mu \times 2.42}$ $= \frac{92961.79 \times 0.620}{0.85 \times 2.42}$ $= 28019.60$
6. JH = 35	6.' JH = -

<p>7. Trial $h_o = 200 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)}(^{\circ}\text{F})$</p> $t_w = t_c + \frac{h_o \text{ trial}}{h_{io} + h_o \text{ trial}} (T_c - t_c)$ $= 99.5 + \frac{200}{334.1 + 200} \times [456.3 - 99.5]$ $= 233.088183 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $t_f = \frac{T_c + t_w}{2}$ $= \frac{456.3 + 233.09}{2}$ $= 344.68 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $G'' = \frac{M}{\pi \times N_t \times d_o}$ $= \frac{14848.2383}{3,14 \times 1 \times 380}$ $= 242.4994 \text{ lb/J.ft}$ <p>Sehingga,</p> <p>$K_f = 0.0750$ (tabel 5, kern)</p> <p>$S_f = 0.88$ (tabel 6, kern)</p> <p>$\mu_f = 0.130 \text{ cp}$ (fig.15, kern)</p> <p>Dari kern fig.12.9 hal 267 didapatkan:</p> <p>$h_o \text{ grafik} = 230$</p>	<p>7.' Menghitung harga koefisien film perpindahan panas h_i</p> $v = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$ $= \frac{92961.79}{3600 \times 1.0000}$ $= 25.823 \text{ ft/s}$ <p>Dari fig.25 kern didapat:</p> <p>$h_i = 430$</p> <p>$\eta = 0.94$</p> <p>$h_i \text{ koreksi} = 430 \times 0.94$</p> $= 404$ <p>$h_{io} = h_i \text{ korosi} \times \frac{d_i}{d_o}$</p> $= 404 \times \frac{0.620}{0.75}$ $= 334.1 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)}(^{\circ}\text{F})$
---	---

8. Mencarai tahana panas pipa bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{334.139 \times 230}{334.139 + 230} = 136.2287 \text{ Btu/jam(ft}^3\text{)}(^{\circ}\text{F})$$

9. Mencarai dirt factor (fakyor kekotoran) pipa terpakai (U_D)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{136.22873 - 78.1227}{136.22873 \times 78.1227} = 0.00546$$

$$R_d = 0.00546 > 0.003 \text{ (memenuhi)}$$

Evaluasi pressure drop (ΔP)

Bagian shell (fluida panas)	Bagian tube (air)
<p>1. $NRe_s = 3885.9026$</p> <p>Dari "Kern" fig. 29, hal. 839, diperoleh :</p> <p>$f = 0.0190$ (fig 29, kern)</p> <p>2. Menghitung harga (N+1)</p> <p>$N+1 = (12 \times L) / B$</p> <p>$= (12 \times 12) / 4 = 14$</p> <p>Karena passes, maka $N+1 = 2 \times 36$</p> <p>$= 28.8$</p>	<p>1'. $NRe_t = 28019.597$</p> <p>dari Kern fig. 26 hal.836,diperoleh:</p> <p>$f = 0.00250$</p> <p>2'. $\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times Ids \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times d_i \times sg \times \phi}$</p> <p>$= \frac{0,0023 \times 30368,41^2 \times (31/12) \times 18}{5,22.1010 \times (0,870/12) \times 1 \times 1}$</p> <p>$= 0.19 \text{ psi}$</p>

<p>Maka didapatkan harga $sg. = 0.5202$</p> $\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times Ids \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times de \times sg \times \phi}$ $= \frac{0,0022 \times 43175,0214^2 \times (31/12) \times 18}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,99/12) \times 0,5202 \times 1}$ $= 0.1552 \text{ psi} < 2 \text{ psi (memenuhi)}$	<p>3'. Dari "Kern" fig. 27, hal. 837, diperoleh :</p> $\left(\frac{V^2}{2 \text{ gc}} \right) \frac{\rho}{144} = 0.0025$ <p>Jadi,</p> $\Delta P_n = \frac{4 \text{ n}}{sg} \times \left(\frac{V^2}{2 \text{ gc}} \right) \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 2}{1} \times 0.0025$ $= 0.02 \text{ psi}$ <p>4'. Mencari ΔP total bagian tube</p> $\Delta P \text{ total} = \Delta P_l + \Delta P_n$ $= 0.1923 + 0.02$ $= 0.2123 \text{ psi}$ $0.2123 < 10 \text{ psi (memenuhi)}$
---	--

Spesifikasi alat:

Nama alat	:	Kondensor
Fungsi	:	Mengkondensasi uap distilat hasil distilasi II
Tipe	:	Shell and Tube, 2-4
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA 240 grade M type 316
Kapasitas	:	6735.1167 kg/jam = 14848.2383 lb/jam
Steam yang digunakan	:	62844.3314 kg/jam = 138546.6130 lb/jam
Bagian <i>Shell</i>	:	IDs = 10 in Pt = 1 in B = 10 in de = 0.95 in
Bagian <i>Tube</i>	:	L = 12 ft a" = 0.1963 ft ² /ft a' = 0.302 in ² di = 0.7500 in
Jumlah	:	1 buah

29. Akumulator (F-144)

Fungsi : Menampung sementara distilat dari kolom distilasi II

Type : Silinder horizontal dengan tutup samping berbentuk standar dishead

Direncanakan:

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 135 Grade A

Type pengelasan : Double welded butt joint

Didapatkan : E = 0.85

f = 18750 psi

C = $\frac{1}{16}$ in

Kondisi operasi:

P = 1 atm = 14.7 psia

T = 195 °C = 467.86751 °K

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 63.9003 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{massa campuran} &= 6735.1167 \text{ kg/jam} = 14848.2383 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate volumetric} &= \frac{m}{\rho} = \frac{14848.2383}{63.90028303} = 232.3657681 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu penyimpanan} &= 600 \text{ detik} = 0.17 \text{ jam (Ulrich tabel 4-27,249)} \\ \text{Volumu liquid} &= 232.3658 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0.1667 \text{ jam} \\ &= 38.7276 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

1. Liquid mengisi 80% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 80\% \times V_{\text{total}} \\ 38.7276 &= 80\% \times V_{\text{total}} \\ V_{\text{total}} &= 48.4095 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume total} &= V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{tutup}} \\ 48.4095 &= \frac{\pi}{4} D_i^2 L_s + 2 \left(0.0847 D_i^3 \right) \end{aligned}$$

Dari tabel 4-27 ulrich hal 249 didapat L/D = 1.5
maka:

$$\begin{aligned} 48.4095 &= \frac{\pi}{4} D_i^2 (1.5 D_i) + 2 \left(0.0847 D_i^3 \right) \\ 48.4095 &= 1.3469 D_i^3 \\ D_i^3 &= 35.9414 \text{ ft}^3 \\ D_i &= 3.3001 \text{ ft} = 39.6016 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menentukan tinggi liquid dalam tangki

$$\begin{aligned} V_{\text{fluida}} &= V_{L_s} + V_{\text{tutup}} \\ 38.7276 &= \frac{\pi}{4} D_i^2 L_{L_s} + 2 \left(0.0847 D_i^3 \right) \\ 38.7276 &= \frac{\pi}{4} \left[3.3001 \right]^2 L_{L_s} + 2 \left(0.0847 \left[3.3001 \right]^3 \right) \\ 38.7276 &= 14.6378 L_{L_s} \\ H = L_{L_s} &= 2.6457 \text{ ft} = 31.7486 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Menentukan tekanan design

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrolik}} \\ &= 14.7 + \rho \left(\frac{H - 1}{144} \right) \\ &= 14.7 + 63.90028 \left(\frac{2.6457 - 1}{144} \right) \\ &= 15.430292 \text{ psia} - 14.7 \\ &= 0.7303 \text{ psig} \end{aligned}$$

4. Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2(f E - 0.6 P_i)} + C$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{0.7303 \times 39.6016}{2 \left[18750 \times 0.85 \right] - \left[0.6 \times 0.7303 \right]} + \frac{1}{16} \\
&= 0.06341 \times \frac{16}{16} \\
&= \frac{1.0145}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

Standarisasi Di :

$$\begin{aligned}
Do &= Di + 2 t_s = 39.6016 + \left[2 \times \frac{3}{16} \right] \\
&= 39.9766 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari brownell young, hal 90 didapat Do standart = 40 in

$$\begin{aligned}
Di \text{ baru} &= Do - 2 \left[\times t_s \right] \\
&= 40 - \left[2 \times \frac{3}{16} \right] \\
&= 39.63 \text{ in}
\end{aligned}$$

5. Menentukan panjang silinder

$$\begin{aligned}
Ls &= 1,5 Di \\
&= 1,5 \times 39.625 \\
&= 59.4375 \text{ in}
\end{aligned}$$

6. Menentukan dimensi tutup

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dishead

$$\begin{aligned}
th &= \frac{0.885 \times Pi \times r}{\left[f E - 0,1 Pi \right]} + C \\
&= \frac{0.885 \times 0.7303 \times 39.6250}{\left[18750 \times 0.85 \right] - \left[0.1 \times 0.7303 \right]} + \frac{1}{16} \\
&= 0.0641 \times \frac{16}{16} \\
&= \frac{1.0257}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
h &= 2 \left[0.169 \times Di \right] \\
&= 2 \left[0.169 \times 39.625 \right] \\
&= 13.3933 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi tangki} &= \text{panjang silinder} + 2 \text{ panjang tutup} \\
&= 59.4375 + 13.3933 \\
&= 72.83075 \text{ in}
\end{aligned}$$

Spesifikasi akumulator

$$\begin{aligned}
\text{Diameter tangki} &= 40 \text{ in} \\
\text{Panjang tangki} &= 72.83075 \text{ in} \\
\text{Tebal tangki} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
\text{Tebal tutup} &= \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

30. Reboiler I (E-146)

Fungsi : memanaskan produk bawah dari kolom distilasi II

Type : Shell and Tube type 1-2, sehingga Ft = 1

Direncanakan:

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.003 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (ΔPt) = 2 psi
- Δp maksimum steam = diabaikan
- Bahan konstruksi : Carbon steel 240 SA grade M type 316
- Menggunakan pipa OD 3/4 in 14 BWG dengan l 16 ft Pt = 1, susunan segitiga
- Dari Kern, tabel 9 dan 10 hal 842, didapatkan
 - OD = 3/4 in
 - ID = 0.62 in = 0.05167
 - a' = 0.302 in²
 - a" = 0.1963 ft²

Perhitungan :**1. Neraca massa dan panas**

$$\text{Massa liquid masuk} = 112.8909 \text{ kg/jam} = 248.8794 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Massa steam masuk} = 690.6786 \text{ kg/jam} = 1522.67 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 491018.9974 \text{ kkal/jam} = 1947234.038 \text{ Btu/jam}$$

2. Menghitung ΔT (LMTD)

$$\text{Suhu bahan masuk } (t_1) = 83.95 \text{ } ^\circ\text{C} = 183.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu bahan keluar } (t_2) = 183.3 \text{ } ^\circ\text{C} = 361.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk } (T_1) = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_2) = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = \left[482 - 183.1 \right] = 298.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = \left[482 - 361.9 \right] = 120.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{298.9 - 120.1}{\ln \frac{299}{120}} = 196 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = \Delta T_{LMTD} \times Ft = 196.1 \times 1 = 196.08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$T_c = 0.5 \left\{ T_1 + T_2 \right\} = 0.5 \left\{ 482 + 482 \right\} = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0.5 \left\{ t_1 + t_2 \right\} = 0.5 \left\{ 183 + 361.9 \right\} = 272.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial heat flux

$$\frac{Q}{A} = 12000 \text{ Btu/j.ft}^2 \quad (\text{Trial } Q/A \text{ antara } 8000 - 12.000 \text{ Btu/j.ft}^2)$$

$$A = \frac{Q}{\frac{Q}{A}} = \frac{1947234.0381}{12000} = 162.2695 \text{ ft}^2$$

$$l = \frac{Q/A}{12000}$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \cdot l} = \frac{162.27}{0.1963 \times 12} = 68.8867$$

$$Nt \text{ standar} = 76$$

$$UD = \frac{Q}{Nt \text{ standar} \times a'' \times l \times Ft}$$

$$= \frac{1947234.0381}{76 \times 0.1963 \times 16 \times 1}$$

$$= 8157.6352 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Tube side (steam)	Shell side (uap)
5. -	5. $a_t = \frac{a' \times Nt}{n \times 144}$
6. -	$= \frac{0.302 \times 76}{4 \times 144}$
7. Trial h_o antara 150 - 300 BTU/jam.ft ² °F	$= 0.0398 \text{ ft}^2$
$h_o \text{ trial} = 150 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{1947234}{0.0398}$
$tw = tc + \frac{h_o \text{ trial} (Tc - tc)}{h_{io} + h_o \text{ trial}}$	$= 48867498 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$
$= 273 + \frac{150 (482 - 273)}{1500 + 150}$	$\mu = 0.018 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$
$= 291.56042$	$N_{re_{an}} = \frac{G_t \times d_e}{\mu \times 2.42}$
$tf = \frac{Tc - tw}{2} = 95.22 \text{ } ^\circ\text{F}$	$= \frac{48867497.6 \times 0.62}{0.0180 \times 2.42}$
$\Delta T = tw - tc = 19.044$	$= 695542895.8$
Dari fig.15.11 Kern didapatkan :	6. -
$h_s = 40.0$	7. Untuk steam
$h_v = 250.0$	$h_{io} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
$h_o = \frac{Q}{\frac{Q_s}{h_s} + \frac{Q_v}{h_v}}$	
$= 9803.4750$	
$h_o \text{ koreksi} > h_o \text{ trial (memenuhi)}$	

7. Mencari tahana panas pipa bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 9803.48}{1500 + 9803.48} = 19606.95 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{19606.9500 - 8157.64}{19606.9500 \times 8157.64}$$

$$R_d = 0.0041 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell	Bagian anulus (2-propanol)
ΔP s diabaikan karena gas bergerak secara beraturan	<p>1. Menghitung Nre dan friksi $N_{re} = 695542895.8$ (fig.26 "Kern", hal.836) $f = 0.000550$</p> <p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa $\rho = 63.9003 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 0.755599$ (fig.27 "Kern", hal.837) $= 0.001 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta P_n = n.$ $= 0.0040 \text{ psi}$</p> <p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus $\Delta P_{an} = \Delta P + \Delta P_n$ $= 0.76 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta P_{an} < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$ $0.7596 < 2 \text{ psi}$</p>

Spesifikasi Reboiler

Fungsi	:	Mengubah liquid menjadi uap yang kemudian masuk kolom destilasi
Tipe	:	Shell and Tube
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	:	112.8909 kg/jam = 248.8794 lb/jam
Rate steam	:	690.6786 kg/jam = 1522.6700 lb/jam
Diameter luar pipa	:	3/4 in
Diameter dalam pipa	:	0.6200 in
Panjang	:	16 ft

31. Kristalizer (X-150)

Fungsi : untuk mengkristalkan larutan asam benzoat menjadi kristal asam benzoat

Tipe : Sweson - Walker Crystalizer

Dasar Perencanaan :

$$\text{Kapasitas} = 6735.1167 \text{ kg/jam} = 13635.9 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 63.9003 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{kapasitas}}{\text{densitas}} = \frac{13635.9}{63.9003} = 213.3937 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{suhu larutan masuk kristalizer} = 194.718 \text{ }^{\circ}\text{C} = 382.492 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{suhu larutan keluar kristalizer} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{suhu air pendingin masuk} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{suhu air pendingin keluar} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 113 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

a) Menghitung Δt_{LMTD}

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 112.467 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b) Dimensi Sweson - Walker Crystalizer (badger and Banchemo, hal 524)

$$\text{Diameter (D)} = 24 \text{ in} = 2 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang (P)} = 20 \text{ ft} \quad (\text{range } 10 - 40 \text{ ft})$$

$$\text{Putaran Pengaduk} = 20 \text{ rpm} \quad (\text{range } 5 - 30 \text{ rpm})$$

c) Menentukan jumlah kristalizer berdasarkan jumlah panas

$$\text{UD} = 75 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F} \quad (\text{range } 5 - 75)$$

$$\text{Q} = 928995.6 \text{ Kkal/jam} = 368415.1 \text{ btu/jam}$$

$$\text{A} = \frac{\text{Q}}{\text{UD} \times \Delta t_{\text{LMTD}}} = 43.6768 \text{ ft}^2$$

$$\text{A} = \frac{1}{2} \times \pi \times D^2 \times L$$

$$\text{L} = 14 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah kristalizer yang dibutuhkan} = \frac{\text{L}}{\text{panjang}} = \frac{0.7 \text{ buah}}{1 \text{ buah}}$$

d) Menentukan jumlah kristalizer berdasarkan volume liquid

$$\text{Volume liquid} = \text{rate volumetrik} = 213.394 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{V} = \frac{1}{2} \times (\pi/4) \times D^2 \times L$$

$$\text{L} = 9.7715 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah kristalizer} = \frac{\text{L}}{\text{panjang}} = \frac{0.48857}{1} = 1 \text{ buah}$$

Spesifikasi alat :

Nama	=	kristalizer
Fungsi	=	untuk mengkristalkan larutan asam benzoat menjadi kristal asam benzoat
Tipe	=	Swezon - Walker Crystalizer=
Diameter kristalizer	=	2 ft
Panjang kristalizer	=	20 ft
Putaran	=	20 rpm
Jumlah kristalizer	=	1 buah

32. Centrifuge (H-151)

Fungsi	:	untuk memisahkan kristal asam benzoat dengan mother liquornya
Tipe	:	Centrifugal basket centrifuge

Dasar Perencanaan :

$$\text{Kapasitas} = 6735.1167 \text{ kg/jam} = 13635.9 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 63.9003 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{kapasitas}}{\text{densitas}} = \frac{13635.9}{63.9003} = 213.3937 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dari Hugot hal 771 pers 35 - 21 didapat :

$$V_t = 390 \times D^2 \times H$$

Dimana :

V_t : Kapasitas maksimal

D : Diameter centrifuge(in)

H : Tinggi centrifuge (in)

Dari Hugot hal 719 tabel 36.2, didapat lam dimensi standar centrifuge adalah :

$$D = 4.5 \text{ ft}$$

$$H = 3.5 \text{ ft}$$

$$\text{Putaran} = 1000 \text{ rpm}$$

$$\text{Power} = 26.4 \text{ hp}$$

$$\text{Maka } V_t = 27641.25 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas centrifuge setiap putaran} &= \frac{V_t}{\text{densitas campuran}} \\ &= \frac{27641.25}{63.900283} \\ &= 432.5685 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari Hugot halaman 769 didapat waktu cycle pada umumnya antara 2-6 menit.

Ditetapkan waktu cycle 6 menit, sehingga dalam 1 jam terdapat 10 putaran.

$$\text{Kapasitas centrifuge} = 432.5685 \times 10 = 4325.685 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah centrifuge yang dibutuhkan} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{kapasitas centrifuge}} \\ &= \frac{13635.9173}{4325.6851} = 3.15 = 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Nama	=	sentrifuse
Fungsi	=	untuk memisahkan kristal asam benzoat dengan mother liquornya
Tipe	=	Centrifugal basket centrifuge
Diameter centrifuge	=	4.5 ft
Panjang centrifuge	=	3.5 ft
Putaran	=	1000 rpm
Jumlah sentrifuse	=	4 buah

33. Vibrating Conveyor (J-152)

Fungsi : untuk mengangkut dan mengeringkan produk kristal asam benzoat dari centrifuge menuju bucket elevator

Tipe : vibrating conveyor

Dasar Perancangan :

Kapasitas = 6313.1313 kg/jam = 13914.14139 lb/jam

ρ campuran =

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (gr/cm ³)	xi.pi
C ₆ H ₅ COOH	6255.8142	0.9909	1.2659	1.2544
H ₂ O	57.3171	0.0091	1.0000	0.0091
Total	6313.1313	1.0000	2.2659	1.2635

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.pi}{\sum xi}$$

$$= \frac{1.2635}{1.0000} = 1.2635 \text{ gr/cm}^3 = 1263.49 \text{ kg/m}^3$$

Dengan faktor keamanan 20% maka kapasitas pemilihan adalah :

$$\begin{aligned} \text{Massa yang diangkut} &= 1.2 \times 6313.1313 \\ &= 7575.75756 \text{ kg/jam} \\ &= 16696.96966 \text{ lb/jam} = 4.6380 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Karena kapasitas yang diangkut dibawah 32 ton/jam, maka dipilih :

Lebar belt = 14 in

$$\text{Volume} = \frac{\text{kapasitas}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{6313.131}{1263.486} = 4.9966 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Panjang belt (L) = jarak antara belt dengan gudang produk kristal asam benzoat :

$$L = 40 \text{ m} = 1574.8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 0.0027 \times m \times 0.82 \times 131.232 \\ &= 0.0027 \times 4.6380^{0.82} \times 131.232 \\ &= 1.3253 \text{ hp} \end{aligned}$$

Digunakan efisiensi motor 80% maka :

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{daya}}{\eta} = \frac{1.3253}{0.8} = 1.66 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

$$\text{Kecepatan belt} = 200 \text{ ft/menit} = 61 \text{ m/menit}$$

Spesifikasi Peralatan

Fungsi	:	untuk mengangkut dan mengeringkan produk kristal asam benzoat dari centrifuge menuju bucket elevator
Type	:	Vibrating Conveyor
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade A type 410
Dimensi	:	panjang = 1574.8 in lebar = 14 in
Kecepatan belt	:	200 ft/menit
Daya motor	:	2 hp
Kapasitas	:	6313.1313 kg/jam
Jumlah	:	1 buah

34. Bucket Elevator (J-153)

Fungsi	:	untuk mengangkut produk kristal asam benzoat dari vibrating conveyor menuju bin produk
Type	:	Centrifugal - Discharge Bucket on Belt Elevator

Dasar Perancangan :

Kebutuhan kristal asam benzoat	=	6313.1313 kg/jam
	=	13914.1414 lb/jam

Suhu operasi	=	30 °C
Tekanan	=	1 atm
ρ campuran	=	1.2635 gr/cm ³ = 1263.49 kg/m ³ = 78.84 lb/ft ³
Direncanakan sebuah bucket elevator dengan type "centrifugal - Discharge Bucket Elevator on Belt" (perry tabel 21-8, 7th edition)		
Ukuran bucket	=	(6 x 4 x 41/4) in
Bucket spacing	=	12 in
Tinggi bucket	=	25 ft
Bahan konstruksi	=	Carbon steel

Perhitungan :

Dengan faktor keamanan 20% maka kapasitas pemilihan adalah :

$$M = 1.2 \times 6313.1313 = 7575.75756 \text{ kg/jam} = 8 \text{ ton/jam}$$

Dengan data sesuai perancangan, maka diperoleh data - data Perry 7th edition, tabel 21-8 adalah sebagai berikut :

Kapasitas	=	14 ton/jam
Size of lumps	=	3/4 in = 19 mm
Head Shaft	=	43 rpm
Bucket speed	=	225 ft/menit
Diameter shaft	:	

$$\begin{aligned}
 \text{Head} &= 1 \frac{15}{16} \text{ in} \\
 \text{Tail} &= 1 \frac{11}{16} \text{ in} \\
 \text{Diameter dari Pully :} \\
 \text{Head} &= 20 \text{ in} \\
 \text{Tail} &= 14 \text{ in} \\
 \text{Lebar Belt} &= 7 \text{ in} \\
 \text{Maka untuk kapasitas} &= \frac{7575.75756}{14} \text{ kg/jam} = 8 \text{ ton/jam diperlukan :} \\
 \text{Kecepatan Bucket} &= \frac{8 \times 100}{78.84} \times 225 \\
 &= 163.0758 \text{ ft/menit} = 49.7381 \text{ m/menit} \\
 \text{Daya total} &= \frac{49.7381 \times 0.5}{100} = 0.2487 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 80 \% \\
 \text{Daya motor} = \frac{\text{daya}}{\eta} &= \frac{0.2487}{0.8} = 0.31 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Peralatan

Fungsi	:	untuk mengangkat produk kristal asam benzoat dari vibrating conveyor menuju bin produk
Tipe	:	Centrifugal - Discharge Bucket on Belt Conveyor
Kapasitas	:	8 ton/jam
Kecepatan Bucket	:	163.08 ft/menit
Daya	:	1 hp
Jumlah	:	1 buah

35. Bin Produk(F-154)

Fungsi	:	Untuk menampung produk asam benzoat sebelum dikemas
Tipe	:	Tangki Silinder dengan bagian bawah berbentuk conis dengan sudut puncak 60^0

Direncanakan :

Bahan konstruksi	=	High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Allowable stress (f)	=	18750
Tipe pengelasan	=	Double welded butt joint, = 0.8
Faktor korosi (C)	=	1/16
Waktu tinggal (q)	=	3 hari = 72 jam
Volume fluida	=	80% storage
Jumlah tangki	=	1 buah
Sudut puncak	=	60 derajat

Kondisi operasi :

Suhu operasi	=	30 °C
Tekanan operasi	=	1 atm = 14.7 psia = 0 psig
massaproduk	=	6313.1313 kg/jam = 13920.45 lb/jam
ρ produk	=	78.8415 lb/ft ³

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{m}{\rho} \times q = \frac{13920.4546}{78.8415} \times 72 \\ &= 4237.4996 \text{ ft}^3 \\ \text{volume ruang kosong} &= 20\% \text{ volume tangki} \\ \text{Volume tangki} &= \text{Volume bahan} + 20\% \text{ volume tangki kosong} \\ &= 5296.8746 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan Tinggi Limas

$$\tan(0,5 \alpha) = \frac{0,5\sqrt{p^2 + L^2}}{T}$$

karena $P = L$, maka :

$$\tan(0,5 \cdot 60) = \frac{0,5\sqrt{2p^2}}{T}$$

$$T \text{ limas} = 1.73 P$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bin} &= \text{volume kubus} + \text{volume limas} \\ &= P \times L \times T \text{ kubus} + (P \times L \times 1/3 T \text{ limas}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} &= T \text{ kubus} = 3 P \\ &P = L \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bin} &= \text{volume kubus} + \text{volume limas} \\ 5296.8746 &= P \times L \times T \text{ kubus} + (P \times L \times 1/3 T \text{ limas}) \\ 26.7117 &= 3 P^3 + (P \times P \times 1.73 P) \\ 26.7117 &= 4.73 P^3 \end{aligned}$$

$$P^3 = 5.644851 \text{ ft}^3$$

$$P = 1.7805363 \text{ ft}$$

$$T \text{ kubus} = 5.3416088 \text{ ft}$$

$$T \text{ limas} = 3.0839793 \text{ ft}$$

$$T \text{ bin} = \text{tinggi limas} + \text{tinggi kubus}$$

$$= 3.0839793 + 5.34161$$

$$= 8.4255882 \text{ ft}$$

Menentukan tebal bin :

$$\frac{1}{y} = \frac{\frac{t^4}{12}}{\frac{1}{2} t}$$

Direncanakan bahan konstruksi :

-> Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

-> Allowable Stress (f) = 18750 psi

$$f = \frac{M}{y} = \frac{\text{massa} \times 1/2 P}{\frac{1}{12} P \times t^3} = \frac{\frac{1}{2} P \times \text{massa}}{\frac{1}{12} P \times t^3}$$

$$f = 3 \times \text{massa}$$

$$t = \left[\frac{3 \times \text{massa}}{t^2} \right]^{1/2}$$

$$t = \left[\frac{3 \times 1002272.7}{18750} \right]^{1/2}$$

$$= 12.663476 \text{ in}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama : bin penampung asam benzoat
 Dimensi :
 Panjang bin = 1.7805363 ft
 Tinggi bin = 8.4255882 ft
 Tebal bin = 12.663476 in
 Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
 Jumlah : 1 buah

36. Storage HCL (F-157)

Fungsi : Untuk menampung hasil samping larutan HCl dalam bentuk liquid selama 2 hari
 Tipe : Tangki silinder dengan tutup atas berbebtuk stadar dish dan tutup bawah datar

Direncanakan :

Bahan konstruksi = High alloy steel SA 240 grade M type 360
 Allowable stress (f) = 18750
 Tipe pengelasan = Double welded but join, E= 0.8
 Faktor korosi (C) = 2/16
 Waktu tinggal (q) = 2 hari = 48 jam
 Volume fluida = 80% storage
 Jumlah tangki = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu operasi = 30 °C
 Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
HCl	5800.041528	0.154212022	14.6334	2.2566
C6H6	25.5749068	0.000679988	11.4210	0.0078
Cl2	469.9748624	0.012495734	97.3876	1.2169
H ₂ O	31315.23465	0.832612256	62.1603	51.7554
Total	37610.82594	1.0000	185.6023	55.2368

Perry's Chemical Engineers' edisi 7

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum x_i}{1.0000} = \frac{55.2368}{1.0000} = 55.2368 \text{ b/ft}^3 = 884.779 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate aliran HCl} = 37610.826 \text{ kg/jam} = 82916.8269 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :**A. Menghitung Volume Tangki**

$$\text{Volume liquida} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{82916.8269}{55.2368} \times 48 = 72053.595 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume ruang kosong} = 20\% \text{ volume tangki}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume liquid} + 20\% \text{ volume tangki} \\ &= 90066.9934 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan Dimensi tangki

$$\text{Asumsi } L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$\text{Volume tanki} = \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas}$$

$$\begin{aligned} 90066.99338 &= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \times 1,5 \text{ di} + 0,0847 \text{ di}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 10 \text{ buah, jadi volume per tangki} = 9006.6993 \text{ ft}^3$$

$$9006.6993 = 1.2649 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 7120.483309$$

$$\text{di} = 19.2384 \text{ ft}$$

$$= 230.86126 \text{ in}$$

C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times \text{di}^2} \\ &= \frac{9006.6993}{\frac{1}{4} \times 3.14 \times 19.2384^2} \\ &= 30.9996 \text{ ft} \\ &= 371.99543 \text{ in} \end{aligned}$$

D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \frac{\rho (\text{HL}-1)}{144} = \frac{55.2368 (31.0 - 1)}{144}$$

$$= 11.5075 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design (Pi)} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 0 + 11.5075 = 11.5075 \text{ psig}$$

E. Menghitung Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
\text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{\text{Pi} \times \text{di}}{2(\text{fE} - 0,6\text{Pi})} + \text{C} \\
&= \frac{11.508 \times 230.861265}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 336,560)} + \frac{2}{16} \\
&= 0.213575 \times \frac{16}{16} \\
\text{ts} &= \frac{3.4172}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in} \\
\text{do} &= \text{di} + 2(\text{ts}) \\
&= 230.86126 + 2(4/16) \\
&= 231.36126 \text{ in}
\end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 57 hal 90, didapatkan :

$$\begin{aligned}
\text{do}_{\text{st}} &= 240 \text{ in} \\
\text{icr} &= 14.44 \text{ in} \\
\text{r} &= 180 \text{ in} \\
\text{ts} &= \frac{4}{16} \text{ in} \\
\text{di}_{\text{baru}} &= \text{do}_{\text{st}} - 2\text{ts} \\
&= 240 - 2(4/16) \\
&= 239.5000 \text{ in} \\
&= 19.9583 \text{ ft}
\end{aligned}$$

F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1.5 \times \text{di} \\
&= 1.5 \times 19.9583 \text{ ft} \\
&= 29.9375 \text{ ft} \\
&= 359.25 \text{ in}
\end{aligned}$$

G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$\text{r} = \text{di}_{\text{baru}}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times \text{r}}{\text{fE} - 0,1\text{Pi}} \times \text{C} \\
&= \frac{0,885 \times 11,5057 \times 239,5000}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 11,5057} \times \frac{2}{16} \\
&= 0.0760516 \times \frac{16}{16} \\
&= \frac{1.2168259}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Tutup atas (ha)} = 0.169 \times \text{di}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.169 \times 239.5000 \text{ in} \\
 &= 40.4755 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 359.25 \text{ in} + 40.4755 \text{ in} \\
 &= 399.7255 \text{ in} \\
 &= 33.3105 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Untuk menyimpan larutan HCl
Jumlah tangki	=	10 buah
Waktu tinggal	=	2 hari
Bahan konstruksi	=	High alloy steel SA 240 grade M type 360
Volume tangki	=	9006.6993 ft ³
Diameter dalam (di)	=	239.5000 in = 6.0833 m
Diameter luar (do)	=	240 in = 6.096 m
Tekanan design (Pi)	=	11.5075 psig
Tebal silinder (ts)	=	$\frac{4 \text{ in}}{16}$
Tinggi silinder (Ls)	=	359.25 in = 9.125 m
Tinggi Tangki (H)	=	399.7255 in = 10.153 m
Tebal tutup atas (tha)	=	$\frac{3 \text{ in}}{16}$
Tinggi tutup atas (ha)	=	40.4755 in = 1.028 m

37. Mesin pengemasan (F-155)

Fungsi : untuk mengemas produk kristal asam benzoat dari bin produk ke dalam fiber drum

Direncanakan:

Kapasitas bahan	=	6313.1313 kg/jam = 13917.9293 lb/jam
Kapasitas mesin	=	13917.9293 lb/jam
ρ asam benzoat	=	78.8415 lb/ft ³
Volume mesin	=	$\frac{\text{Kapasitas mesin}}{\text{Densitas bahan}}$
	=	$\frac{13917.9293 \text{ lb/jam}}{78.8415193 \text{ lb/ft}^3}$
	=	176.5305 ft ³

Spesifikasi:

Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Volume mesin	:	176.5305 ft ³
Jumlah	:	1

38. Gudang (F-156)

Fungsi : Menyimpan produk asam benzoat

Tipe : Gudang

Direncanakan :

Waktu tinggal (q) : = 30 hari = 720 jam

Volume gudang = 80% storage

Jumlah gudang = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu operasi = = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

ρ bahan = 78.8415 lb/ft³

Kapasitas bahan masuk = 6313.1313 kg/jam = 13917.9293 lb/jam

Perhitungan

a. Menghitung Volume Gudang

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \frac{m}{\rho} \times q = \frac{13917.9293}{78.8415} \times 720 \\ &= 127101.9282 \text{ ft}^3 \\ &= 3599.1453 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume ruang kosong = 20% volume gudang

Volume gudang = Volume gudang + 20% volume gudang

$$= 158877.4103 \text{ ft}^3$$

$$= 4498.9316 \text{ m}^3$$

b. Menghitung Ukuran Gudang

Ditetapkan :

Panjang = 3 × lebar gudang

Tinggi I beam = 12 m

Maka :

$$\begin{aligned} V &= P \times l \times t \\ 4498.9316 \text{ m}^3 &= 2 \ l \times l \times 12 \\ 4498.9316 \text{ m}^3 &= 24 \ l^2 \\ l &= 13.6914 \text{ m} \\ \text{diambil } l &= 13.6914 \text{ m} = 14 \text{ m} \\ p &= 42 \text{ m} \\ t &= 12 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Nama : Gudang penampung asam benzoat

Bahan : Beton

Ukuran : panjang = 42 m

lebar = 14 m

tinggi = 12 m

Kapasitas : 13917.9293 m³

Jumlah : 1 buah

39. Vaporizer (V-119)

Fungsi : Menguapkan Cl_2 cair menjadi uap dari suhu -33.5°C sampai 30°C

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Data Perancangan

faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = $0.004 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$

penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi

Δp maksimum steam = 2.5 psi

Kondisi operasi :

Suhu masuk Cl_2 (T_1) = $-33^\circ\text{C} = -27.7^\circ\text{F}$

Suhu keluar vaporizer (T_2) = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Suhu steam masuk (t_1) = $250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$

Suhu steam keluar (t_2) = $250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$

$\Delta T = t_1 - T_1 = 283.2^\circ\text{C} = 541.67^\circ\text{F}$

$\Delta t = t_2 - T_2 = 220^\circ\text{C} = 428^\circ\text{F}$

Massa Cl_2 : $m = 11903.7634 \text{ kg/jam} = 26243.0367 \text{ lb/jam}$

Massa steam : $M = 205.4994096 \text{ kg/jam} = 453.043998 \text{ lb/jam}$

Beban panas : $Q = 84213.50087 \text{ kcal/j} = 33396.8516 \text{ Btu/jam}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
Cl_2	11868.0521	0.9970	91.67	91.3950
H_2O	35.7113	0.0030	62.4000	0.1872
Total	11903.7634	1.0000	154.0700	91.5822

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran } 30^\circ\text{C} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{91.5822}{1} = 91.5822 \text{ lb/ft}^3 = 1466.96 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.jam)	xi. μ i
Cl_2	11868.0521	0.9970	0.017	0.0169
H_2O	35.7113	0.0030	0.0125	0.0000
Total	11903.7634	1.0000	0.0295	0.0170

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran } 30^\circ\text{C} &= \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.0170}{1.0000} = 0.017 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Preheating Perhitungan**1. Menghitung Δt**

$$\Delta t_1 = t_1 - T_2 = 248 - 194 = 54^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = t_2 - T_1 = 248 - 86 = 162^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{54 - 162}{\ln \frac{54}{162}} = 98.3058 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menghitung suhu caloric (Tc dan tc)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 140 \text{ } ^\circ\text{F} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 248 \text{ } ^\circ\text{F} = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 3 x 2" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 'kern", didapatkan :

$$a_{an} = 2.93 \text{ in}^2 = 0.0203 \text{ ft}^2$$

$$dop = 2.38 \text{ in} = 0.0165 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$de = 1.57 \text{ in} = 0.1308 \text{ ft}$$

$$dip = 2.067 \text{ in} = 0.1723 \text{ ft}$$

$$de' = 0.69 \text{ in} = 0.0575 \text{ ft}$$

$$a_p = 3.35 \text{ in}^2 = 0.0233 \text{ ft}^2$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
(steam)	(C12)
<p>4. Menghitung NRe</p> $G_p = \frac{m}{a_p}$ $= \frac{453.0440 \text{ lb/jam}}{0.0233 \text{ ft}^2}$ $= 19474.1301 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>(pada suhu tc)</p> $\mu = 0.0822 \text{ lb/ft.jam}$ $di = 0.87 \text{ in} = 0.0725 \text{ ft}$ $N_{Ret} = \frac{G_p \times di}{\mu}$ $= \frac{19474.1301 \times 0.0725}{0.082150}$ $= 17186.5421$	<p>4'. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{M}{a_{an}}$ $= \frac{26243.0367 \text{ lb/jam}}{0.0203 \text{ ft}^2}$ $= 1289760.17 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 0.017 \text{ lb/ft.jam}$ $N_{rean} = \frac{G_{an} \times de}{\mu \times 2.42}$ $= \frac{1289760.17 \times 0.131}{0.0170 \times 2.42}$ $= 4104952.130$
<p>5. JH = -</p> <p>6. hio untuk steam</p> $hio = 1500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$	<p>5' JH = 680 (fig. 28 di kern)</p> <p>6'. Menghitung harga koefisien film (fig.2 "Kern", hal.805)</p> $C_p = 0.63 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$ <p>(Tabel 4 "Kern", hal.800)</p> $k = 0.091 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$ $k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.0446$ $ho/\phi_s = 231.721$ $tw = 233.549 \text{ } ^\circ\text{F}$

	(fig.3 "Kern", hal.825)
	$\mu_w = 0.034 \text{ cP}$ (μ pada suhu t_w)
	$\phi_s = 1$
	$h_o = 210.2683 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}$

7. Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 210.2683}{1500 + 210.2683} = 420.5365 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam}^0\text{F}$$

8. Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$0.004 = \frac{420.5365 - U_D}{420.5365 \times U_D}$$

$$0.00673 = \frac{420.5365 - U_D}{420.5365 \times U_D}$$

$$U_D = 417.7258 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{33396.8516}{417.7258 \times 98.3058} = 0.8133 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{0.8133}{0.6220} = 1.308 \text{ ft}$$

9. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n_{pake}	L_{baru}	A_{baru}	$U_{D_{baru}}$	$R_{d_{baru}}$	R_d over desain
12	0.181	1	24	10.4400	11.4808	0.037	8.216
15	0.145	1	30	13.0500	9.1847	0.059	13.660
20	0.108	1	40	17.4000	6.8885	0.095	22.733

Jadi, diambil : over desain yang terkecil = 8.216

$$L = 24 \text{ ft}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Steam	Bagian C12
<p>1'. Menghitung N_{re}</p> $N_{re} = 17186.5421$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f = 0.000150$	<p>1. Menghitung N_{re} dan friksi</p> $N_{re} = 1289760.167$ <p>(fig.26 "Kern", hal.836)</p> $f = 0.000125$
<p>2'. Menghitung ΔP pipa</p> $\rho = 53.81 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho \cdot 1/2}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ $= 0.00000245 \text{ psi}$	<p>2. Mencari ΔP karena panjang pipa</p> $\rho = 91.5822 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ $= 0.1125 \text{ psi}$ <p>(fig.27 "Kern", hal.837)</p>
$\Delta P_p < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$	$\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \rho = 1 \text{ psi}$

	$\Delta P_n = n \cdot \left[\frac{v}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $= 0.6100 \text{ psi}$
	<p>3. Mencari ΔP total pada pipa anulus</p> $\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$ $= 0.7225 \text{ psi}$
	$\Delta P_{an} < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$ $0.7225 < 10 \text{ psi}$

Spesifikasi Vaporizer

Fungsi	:	Menguapkan Cl2 cair menjadi uap dari suhu -33.15°C sampai 30°C
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade A
Kapasitas	:	11903.7634 kg/jam = 26243.0367 lb/jam
Rate steam	:	205.4994 kg/jam = 453.0440 lb/jam
Jumlah hair pin	:	1 buah
Diameter luar pipa	:	2.38 in = 0.02 ft
Diameter dalam pipa	:	2.067 in = 0.17 ft
Lebar (L)	:	1.3075 ft = 0.4 m
Panjang	:	24 ft = 7.32 m
Jumlah	:	1 buah

APPENDIKS D UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu Industri Kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra-rencana Pabrik Asam Benzoat

1. Air yang berfungsi sebagai air pendingin, air umpan boiler dan sanitasi
2. Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi
3. Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik
4. Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler, furnace dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 3 unit, yaitu :

1. Unit pengolahan air (*Water Treatment*)
 - Air proses
 - Air pendingin
 - Air umpan boiler (penghasil steam)
 - Air sanitasi
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

D.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, direncanakan menggunakan air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak penampung air sungai, untuk selanjutnya dilakukan pengolahan agar bisa dipakai sebagai air sanitasi. Sedangkan untuk air pendingin dan air umpan Boiler akan diolah lebih lanjut sesuai kebutuhan masing-masing.

A. Air Proses

Air proses yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.1.1. Total Kebutuhan Air Proses

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Air Proses (kg/jam)
D-123	Srubber	31279.5234
R-136	Tangki Pencampur	1929.5935
D-138	Srubber	8356.2042
Total		41565.3210

B Air Pendingin

Air pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti pada tabel di bawah ini :

Tabel D.1.1. Total Kebutuhan Air Pendingin

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
E-124	Kondensor	127.2508
E-133	Cooler	22493.4366
E-135	Kondensor	28328.2956
E-263	Cooler	45941.4753
Total		96890.4583

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplay adalah excess 20%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 1.2 \times 96890.4583 \\ &= 116268.5500 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make Up untuk kebutuhan air pendingin direncanakan 10% excess, maka:

$$\begin{aligned} \text{Make Up air pendingin} &= 1.1 \times 116268.5500 \\ &= 127895.4050 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

C. Air Umpan Boiler (penghasil steam)

Pada pra-rencana pabrik Asam Benzoat ini, kebutuhan air pengisi Boiler atau air umpan Boiler berdasarkan pada keutuhan Steam. Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media pada peralatan:

Tabel D.1.2. Total Kebutuhan Steam

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
E-117	Heater	403.1190
E-115	Heater	245.5607
R-110	Reaktor I	1190.0632
E-127	Reboiler I	137.5517
E-122	Heater	883.7068
E-137	Heater	414.5872
R-130	Reaktor II	902.5489
E-142	Heater	540.0428
E-146	Reboiler II	1198.1940
Total		5915.3742

Direncanakan banyaknya steam yang disuplai adalah 20% excess, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 1.2 \times 5915.3742 \text{ kg/jam} \\ &= 7098.4491 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make Up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess, maka :

$$\begin{aligned} \text{Make Up steam} &= 1.1 \times 7098.4491 \text{ kg/jam} \\ &= 7808.2940 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi jumlah steam yang harus dihasilkan oleh Boiler adalah :

$$\text{Massa steam (m}_s) = 7808.2940 \text{ kg/jam} = 17214.1650 \text{ lb/jam}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi sebagai berikut :

- Suhu (T) = 250 °C = 482 °F
- Tekanan (P) = 3977.6 kPa = 576.9 psia
- Air umpan Boiler masuk pada suhu 30 °C = 86 °F

Dasar Perhitungan:

Karena suhu steam dibawah 400°C dan tekanan dibawah 45 bar (44.116 atm), maka dipilih boiler dengan jenis Water Tube dengan efisiensi 85%

Dari persamaan 171, Savern W.H. hal. 140 didapatkan Kapasitas Boiler, (Q):

$$Hp = \frac{ms \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 34.50}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} m_s &= \text{massa steam yang dihasilkan} \\ &= 20251.9588 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$H_g = \text{entalphi steam pada } 482 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$H_f = \text{entalphi air masuk pada } 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$34.5 = \text{angka penyesuaian pada penguapan } 34.5 \text{ Hp/lb air/jam pada } 86 \text{ }^\circ\text{F} \text{ menjadi uap kering.}$$

Dari "Van Ness", App. F, tabel F-3, hal 706 didapatkan :

$$H_g \text{ pada } 482 \text{ }^\circ\text{F} = 2800.4 \text{ kJ/kg} = 1340.2 \text{ BTU/lb}$$

$$H_f \text{ pada } 86 \text{ }^\circ\text{F} = 125.7 \text{ kJ/kg} = 60.2 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{fg} \text{ pada } 86 \text{ }^\circ\text{F} = 2430.7 \text{ kJ/kg} = 1163.2 \text{ BTU/lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } Hp &= \frac{20251.9588 (1340.2 - 60.2)}{1163.2 \times 34.50} \\ &= 645.939 \text{ Hp} = 646 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk kapasitas boiler (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{20251.9588 \text{ lb/jam} \times [1340.17 - 60.2 \text{ btu/lb}]}{1000} \\ &= 25922.8497 \text{ kbtu/jam} = 25922849.7166 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan 173, Savern W.H. hal. 140, didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Faktor evaporasi} &= \frac{H_g - H_f}{2556.3} \\ &= \frac{[1340.17 - 60.2]}{2556.3} \\ &= 0.501 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\
 &= 0.501 \times 17214.1650 \text{ lb/jam} \\
 &= 8619.6543 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33 }^\circ\text{API dengan Heating Value :} \\
 H_v &= 130000 \text{ btu/gal (Perry's 7}^{\text{th}} \text{ ed. fig. 27-10)} \\
 &= 16313.214 \text{ btu/lb}
 \end{aligned}$$

Diperkirakan efisiensi Boiler 85%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{effisiensi} \times H_v} \\
 &= \frac{17214.2 \text{ lb/jam} \times (1340.1725 - 60.156 \text{ btu/lb})}{0.85 \times 16313.2 \text{ btu/lb}} \\
 &= 1589.071 \text{ lb/jam} = 720.7977 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah perpindahan panas Boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 - \text{ Heating value surface} &= 10 \text{ ft}^2/\text{Hp boiler} \\
 - \text{ panjang pipa (L)} &= 16 \text{ ft} \\
 - \text{ Ukuran pipa} &= 4 \text{ in} \\
 - \text{ Luas permukaan (at)} &= 1.178 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, tabel 10, hal. 844}) \\
 \text{Heating surface Boiler} &= H_v \text{ surface} \times \text{Hp Boiler} \\
 &= 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \times 646.00 \text{ Hp} \\
 &= 6460 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{\text{at} \times L} \\
 &= \frac{6460 \text{ ft}^2}{1.178 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 16 \text{ ft}} \\
 &= 342.7419 \approx 344 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Boiler

- Tipe	: Water tube boiler
- Kapasitas Boiler	: 25922849.7166 btu/jam
- Rate steam	: 17214.1650 lb/jam (pada 28,796 psia)
- Bahan bakar	: Fuel oil 33 °API
- Efisiensi	: 85%
- Heating surface	: 6460 ft ²
- Jumlah tube	: 344 tube
- Ukuran tube	: 4 in
- Panjang tube	: 16 in
- Jumlah Boiler	: 1 buah
- Bahan Kontruksi	: Carbon Steel

Dari perhitungan di atas, diketahui bahwa jumlah air umpan yang dibutuhkan sebesar 8619.6543 lb/jam. Air umpan Boiler disediakan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, kebocoran akibat dari transmisi diperkirakan sebesar 5% faktor keamanan Sehingga kebutuhan air umpan Boiler sebesar:

Excess 20%,

$$1.2 \times 8619.6543 \text{ lb/jam} = 10343.5851 \text{ lb/jam}$$

Faktor kebocoran 5%,

$$0.1 \times 8619.6543 \text{ lb/jam} = 430.9827 \text{ lb/jam}$$

Faktor keamanan 10%,

$$0.1 \times 8619.6543 \text{ lb/jam} = 861.9654 \text{ lb/jam}$$

Jadi total kebutuhan air umpan Boiler adalah :

$$= 10343.585 + 430.983 + 861.9654 \text{ lb/jam}$$

$$= 11636.533 \text{ lb/jam}$$

$$= 5278.2969 \text{ kg/jam}$$

D. Air Sanitasi

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

a. Syarat fisik

- Suhu : berada di bawah suhu kamar
- Warna : tidak berwarna / jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : < 1 mg SiO₂/liter
- pH : netral

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti : Pb, As, Cr, Cd dan Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada pra-rencana Asam Benzoat ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

a. Menurut standar WHO, kebutuhan air setiap orang adalah 120 L/hari

$$\text{Jumlah karyawan pada pabrik} = 226 \text{ orang}$$

$$\text{Jam kerja untuk setiap karyawan} = 8 \text{ jam/hari}$$

Jadi, kebutuhan air karyawan per jam kerja adalah :

$$120 \text{ L/hari} \times \frac{8 \text{ jam}}{24 \text{ jam}} = 40 \text{ L}$$

$$\text{Kebutuhan per jam} = 5 \text{ L/jam}$$

Kebutuhan air unt 226 karyawan,

$$5 \text{ L/jam} \times 226 = 1130 \text{ L/jam}$$

Jika densitas air = 995.7 kg/m^3

$$= 0.996 \text{ kg/L,}$$

maks kebutuhsn air sanitasi karayawan:

$$\begin{aligned} V &= \frac{m}{\rho} \quad \Leftrightarrow \quad m = V \times \rho \\ &= 1130 \text{ L/jam} \times 0.996 \text{ kg/L} \\ &= 1125.1184 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan.

Sehingga, kebutuhan air untuk laboratorium dan taman :

$$50\% \times 1125.1184 \text{ kg/jam} = 562.559 \text{ kg/jam}$$

Jadi, kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman adalah :

$$1125.1184 + 562.559 = 1687.6776 \text{ kg/jam}$$

c. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi yang digunakan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air direncana 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman, sehingga kebutuhan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air :

$$40\% \times 1687.6776 \text{ kg/jam} = 675.071 \text{ kg/jam}$$

Jadi, kebutuhan total untuk air sanitasi adalah :

$$675.071 + 1687.6776 = 2362.7486 \text{ kg/jam}$$

Total kebutuhan air yang perlu disuplay pada pra-rencana Asam Benzoat ini adalah sebagai berikut :

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Proses	41565.3210
2	Air Pendingin	127895.4050
3	Air Umpan Boiler	5278.2969
4	Air Sanitasi	2362.7486
Jumlah		177101.7715

Air yang diperoleh berasal dari air sungai, sehingga perlu pengolahan awal. Sebelum digunakan, air sungai tersebut perlu diproses untuk memenuhi kebutuhan air proses air pendingin, air umpan Boiler dan air sanitasi.

» Peralatan yang digunakan pada bagian pengolahan air

1. Pompa Air Sungai (L-211)

Fungsi Memompakan air sungai ke bak bak sedimentasi

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam
= 390438.5655 lb/jam
- jumlah pompa = 2
rate aliran = 195219.2827 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{195219.2827 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3140.6879 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.8724 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 326.0708 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers. 15, Timmerhauss, hal.496)}$$

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3.9 \times [0.8724]^{0.45} \times [62.1581]^{0.13} \\ &= 6.274 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 8 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.996})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 8.625 \text{ in} = 0.719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7.625 \text{ in} = 0.635 \text{ ft}$$

$$A = 0.18100 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1.8298 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0.18100 \text{ ft}^2} \\ &= 10.1094 \text{ ft/detik} \\ &= 36393.8122 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.635 \times 10.1094 \times 62.1581}{0.000538} \\ &= 742091.5100 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Cast Iron

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 2.6 \times 10^{-4} \text{ m} = 0.00085 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00085}{0.6354} = 0.001342$$

$$f = 0.0085 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 100 \text{ ft} \quad 30.4804 \text{ m}$$

$$\text{b. Elbow, } 90^\circ = 3 \text{ buah}$$

$$Le/D = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 3 \times 0.6354$$

$$= 66.7181 \text{ ft}$$

$$\text{c. Gate valve} = 2 \text{ buah (wide open)}$$

$$Le/D = 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 2 \times 0.6354$$

$$= 11.4374 \text{ ft} \quad 3.486$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0.17 = 0.34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 100 + 66.7181 + 11.4374$$

$$= 178.1555 \text{ ft}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0.0085 \times [10.1094]^2 \times 178.1555}{2 \times 1 \times 32.1740 \times 0.6354}$$

$$= 15.1405 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = \left(3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \right)$$

$$= 3 \frac{0.75 \times [10.1094]^2}{2 \times 32.1740}$$

$$= 3.5735 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0.17 \times (10.1094)^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 0.5400 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F = F_f + h_f + h = 19.2540 \text{ lbf.ft/lbm})$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 45 \text{ ft} \quad 13.7162$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 10.1094 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{10.1094^2}{2 \times 1 \times 32.17} \right) + \left(\frac{45}{32.17} \right) + \left(\frac{0}{62.158} \right) + 19.2540 \\ &= 22.2409 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{22.2409 \times 0.8724 \times 62.158}{550} \\ &= 2.1929 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 326.07 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{2.1929}{0.60} = 3.655 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{3.655}{0.8} \\ &= 4.568 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 5 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 2 buah

2. Bak Sedimentasi (F-212)

Fungsi Mengendapkan lumpur yang terikut air sungai

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam = 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{390438.57 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu pengendapan} = 3.5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu pengendapan} \\ &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3.5 \text{ jam} \\ &= 622.5440 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \frac{622.5440 \text{ m}^3}{0.8} \\ &= 778.1800 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang : Lebar : Tinggi} = 6 \times 3 \times 2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 36 x^3 \\ 778.1800 \text{ m}^3 &= 36 x^3 \\ x &= 2.7856 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak sedimentasi :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 6 \times 2.786 \text{ m} = 16.7139 \approx 18.0 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times 2.786 \text{ m} = 8.3569 \approx 9.0 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 2.786 \text{ m} = 5.5713 \approx 6.0 \text{ m} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Sedimentasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 18 m
- Lebar : 9 m
- Tinggi : 6.0 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

3. Pompa Air ke Bak Skimmer (L-213)

Fungsi Memompakan air dari bak sedimentasi menuju bak skimmer

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam
= 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik

Pehitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-211, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 5 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 2 buah

4. Bak Skimmer (F-214)

Fungsi Memisahkan kotoran yang mengapung

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam = 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{390438.57 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 3.5 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3.5 \text{ jam} \\
 &= 622.5440 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak, sehingga :} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{622.5440 \text{ m}^3}{0.8} \\
 &= 778.1800 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 \times 3 \times 2 \\
 \text{Volume bak} &= 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\
 &= 36 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 36 \text{ x}^3 \\
 778.1800 \text{ m}^3 &= 36 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 2.7856 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak skimmer :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 6 \times 2.786 \text{ m} = 16.7139 \approx 17 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 2.786 \text{ m} = 8.3569 \approx 8.4 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 2.786 \text{ m} = 5.5713 \approx 3.5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Skimmer

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 17 m
- Lebar : 8.4 m
- Tinggi : 3.5 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

5. Pompa Air ke tangki Clarifier (L-215)

Fungsi Memompakan air dari bak skimmer ke tangki Clarifier

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam
= 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik

Pehitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-211, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 5 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 2 buah

6. Tangki Clarifier (H-210)

Fungsi Tempat terjadinya proses flokulasi dan koagulasi dengan penambahan koagulan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)

Bahan : HAS SA 240 Grade B

Dasar perencanaan :

Dibuat 1 tangki

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam = 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

A. Menentukan dimensi tangki Clarifier

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{390438.5655 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} = 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Diasumsikan :

- volume bahan = 80% volume tangki
- volume ruang kosong = 20% volume tangki
- waktu tinggal = 360 menit

$$\text{Volume bahan} = 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}$$

$$= 12562.8 \text{ ft}^3 = 355.74 \text{ m}^3$$

$$2 \text{ tangki} = 6281.4 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jadi, Volume tangki (V}_T) = \frac{355.7394 \text{ m}^3}{80\%}$$

$$= 444.6743 \text{ m}^3 = 15703.4 \text{ ft}^3$$

$$2 \text{ tangki} = 7851.72 \text{ ft}^3$$

Kebutuhan alum 30% dari volume air total
 konsentrasi alum yang digunakan adalah 70 mg/L a 0.07 kg/m³)

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum} &= 30\% \times 444.67 \text{ m}^3 \times 0.07 \text{ kg/m}^3 \\ &= 9.3382 \text{ kg} \\ \text{Kebutuhan alum tiap hari} &= \frac{24 \text{ jam/hari} \times 9.3382 \text{ kg}}{2 \text{ jam}} \\ &= 112.0579 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tangki :

$$V = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \text{ tg } 1/2 \alpha} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} L_s$$

$$\text{Asumsi : } L_s = 1,5 D_i$$

$$7851.720 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \text{ tg } (60)} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} 1.5 D_i$$

$$7851.720 \text{ ft}^3 = 0.076 D_i^3 + 1.178 D_i^3$$

$$D_i^3 = 6266.1532 \text{ ft}^3$$

$$D_i = 18.4360 \text{ ft} = 221.232 \text{ in}$$

Menentukan tinggi bahan (L_{LS}) :

Volume bahan = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$= \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \text{ tg } 1/2 \alpha} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} L_{LS}$$

$$6281.3757 \text{ ft}^3 = \frac{3.1 \times [18.4360]^3}{24 \text{ tg } (60)} + \frac{3.1 \times [18.4360]^2}{4} L_{LS}$$

$$6281.3757 \text{ ft}^3 = 473.324 \text{ ft}^3 + 266.811 \text{ ft}^2 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 21.7684 \text{ ft}$$

Menentukan tekanan design (P_i) :

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho (H - 1)}{144}$$

$$= \frac{62.1581 [21.7684 - 1]}{144} = 8.965 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= [#### + 8.965] \text{ psia} - #### \\ &= 8.965 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan tebal silinder (t_s) :

Bahan : HAS SA 240 Grade B

- allowable (f) = 18750 psi (Brownel 1959, hal. 342)
- faktor korosi (C = 1/16 in
- tipe pengelasan = Double welded butt joint 0.8)
(Brownel 1959, hal. 254)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \times E - 0,6 P_i)} + C \\
 &= \frac{8.965 \times 221.2322}{2 (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.965)} + \frac{1}{16} \\
 &= (0.066 \times (16 / 16)) + (1 / 16) \\
 &= 2.058 / 16 \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Standarisasi : } d_i &= d_i + 2 t_s \\
 &= 221.2322 + 2 (3/16) \\
 &= 221.6072
 \end{aligned}$$

Dengan pendekatan ke bawah maka didapatkan harga d_o 228 in
(Brownel 1959, tabel 5.7 hal. 89-91)

Maka, harga d_i baru :

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 228 - 2 (3/16) \\
 &= 227.6250 \text{ in} = 18.969 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi silinder (L_s) :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{\pi d_i^3}{24 \text{ tg } 1/2 \alpha} + \frac{\pi d_i^2 L_s}{4} \\
 7851.7196 &= \frac{3.14 (18.9686)^3}{24 \text{ tg } 1/2 (120)} + \frac{3.14}{4} (18.969)^2 L_s \\
 7851.7196 &= 515.5380 + 282.448 L_s \\
 L_s &= 25.974 \text{ ft} = 311.686 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup bawah (conical) :

Tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned}
 \text{thb} &= \frac{P_i \times d_i}{2 (f \times E - 0,6 \times P_i) \cos 1/2 \alpha} + C \\
 &= \frac{8.965 \times 227.6250}{2 (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.965) \cos 60^\circ} + \frac{1}{16} \\
 &= (0.136 \times (16 / 16)) + (1 / 16) \\
 &= 3.177 / 16 \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah (hb)

$$\text{hb} = \frac{1/2 d_i}{\text{tg } 1/2 \alpha} = \frac{1/2 \times 227.6250}{\text{tg } 60^\circ} = 65.7097 \text{ in}$$

Dari perhitungan di atas, diperoleh dimensi tangki baffle mixing sebagai berikut :

$$\begin{aligned} D_o &= 228 \text{ in} & \text{thb} &= 3/16 \text{ in} \\ D_i &= 227.6250 \text{ in} & \text{hb} &= 65.7097 \text{ in} \\ L_s &= 311.686 \text{ in} & t_s &= 3/16 \text{ in} \\ \text{Tinggi tangk} &= \text{hb} + L_s \\ &= 65.7097 + 311.686 \\ &= 377.3958 \text{ in} \end{aligned}$$

B. Menentukan dimensi pengaduk

Perencanaan pengaduk :

- Jenis pengaduk = Flat Six Blade Turbin with 4 baffle
(G.G. Brown, hal. 507)
- Bahan Impeller = HAS SA 240 Grade M Type 316
- Bahan poros pengaduk = Hot Roller SAE 1020

Dari "Mc. Cabe, jilid I, hal. 235, didapatkan :

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4} & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_a} &= 1 & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} \end{aligned}$$

Dimana :

- Da = diameter Impeller
- Dt = diameter tangki
- E = tinggi Impeller dari dasar tangki
- L = panjang Impeller
- W = lebar Impeller
- J = tebal Blade

a. Menentukan diameter Impeller

$$D_a = 1/3 \times D_t = 1/3 \times 227.6250 \text{ in} = 75.875 \text{ in}$$

b. Menentukan jarak Impeller dari dasar tangki

$$E = 1 \times D_a = 1 \times 75.875 \text{ in} = 75.875 \text{ in}$$

c. Menentukan panjang Impeller

$$L = 1/4 \times D_a = 1/4 \times 75.875 \text{ in} = 18.97 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar Impeller

$$W = 1/5 \times D_a = 1/5 \times 75.8750 \text{ in} = 15.175 \text{ in}$$

e. Menentukan tebal Blade

$$J = 1/12 \times D_t = 1/12 \times 227.6250 \text{ in} = 18.97 \text{ in}$$

Perhitungan daya pengaduk :

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times D_i^5}{gc} \quad (\text{ G.G. Brown, hal. 506 })$$

Dimana :

P = daya pengaduk ϕ = power number

ρ = densitas bahan (62.1581 lb/ft³)

D_i = diameter impeller (6.323 ft)

g_c = faktor gravitasi konvers 32.17 lb.ft/detik².lb)

n = putaran pengaduk, ditetapi 60 rpm = 1 rps

(Perry 6th ed. hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 \times n \times \rho}{\mu} \quad (\text{Pers. 3.4-1, Geankoplis, hal. 144})$$

μ = 0.000538 lb.ft.detik

$$N_{Re} = \frac{(6.3229)^2 \times 1 \times 62.1581}{0.000538}$$

$$= 4618933.9670$$

Diketahui jenis aliran adalah turbulen ($N_{Re} > 2100$)

Dari "G.G. Brown", fig. 477, hal. 507, diperoleh $\phi = 0.8$

Sehingga :

$$P = \frac{0.8 \times 62.1581 \times (1)^3 \times (6.323)^5}{32.174}$$

$$= 15618.816 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 28.3978 \text{ Hp}$$

» Spesifikasi Tangki Clarifier

- Bentuk : Tangki silinder, tutup bawah berbentuk conical
- Diameter tangki : OD = 228 in
ID = 227.6250 in
- Tebal tangki (ts) : 3/16 in
- Tinggi tangki : 377.396 in
- Diameter Impeller : 75.875 in
- Lebar Impeller : 15.175 in
- Daya motor : 28 Hp
- Jumlah : 1 buah

7. Bak Air Clarifier (F-216)

Fungsi menampung air dari tangki clarifier sebelum masuk ke tangki sand filter

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam = 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{390438.57 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Waktu pengendapan} &= 3.5 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu pengendapan} \\
 &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3.5 \text{ jam} \\
 &= 622.5440 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak, sehingga :} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{622.5440 \text{ m}^3}{0.8} \\
 &= 778.1800 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 \times 3 \times 2 \\
 \text{Volume bak} &= 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\
 &= 36 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 36 \text{ x}^3 \\
 778.1800 \text{ m}^3 &= 36 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 2.7856 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak sedimentasi :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 6 \times 2.786 \text{ m} = 16.7139 \approx 18.0 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 2.786 \text{ m} = 8.3569 \approx 9.0 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 2.786 \text{ m} = 5.5713 \approx 6.0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Clarifier

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 18 m
- Lebar : 9 m
- Tinggi : 6.0 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

8. Pompa Air ke Sand Filter (L-217)

Fungsi Memompakan air dari bak sedimentasi menuju bak skimmer

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam
= 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik

Pehitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-211, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 5 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 2 buah

9. Sand Filter (H-218)

Fungsi Menghilangkan warna, bau dan rasa air sungai

Bejana berbentuk silinder, tutup atas dan tutup bawah berbentuk Standar Dished

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam = 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{390438.5655 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} = 6281.376 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Diasumsikan :

- volume liquid = 80% volume tangki
- volume ruang kosong = 20% volume tangki
- waktu tinggal = 30 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \\ &= 3140.6879 \text{ ft}^3 = 88.9349 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{3140.6879 \text{ ft}^3}{0.8} \\ &= 3925.860 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang koson} &= 20\% \times 3925.860 \text{ ft}^3 \\ &= 785.1720 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Porositas} = \frac{\text{V ruang kosong}}{\text{Volume tangki}}$$

$$Porositas = V \text{ ruang kosong} + V \text{ padatan}$$

Diasumsikan *porositas bad* sebesar 0.4

$$\begin{aligned} \text{Maka,} \quad 0.4 &= \frac{785.1720}{785.1720 + V \text{ padatan}} \\ 314.0688 + 0.4 V \text{ padatan} &= 785.1720 \\ V \text{ padatan} &= 1177.76 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total tangki} &= \text{Volume padatan} + \text{Volume air} \\ &= 1177.76 \text{ ft}^3 + 3140.6879 \text{ ft}^3 \\ &= 4318.446 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tangki

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi D_i^2 L_s$$

Diasumsikan, $L_s = 1,5 D_i$, sehingga :

$$\begin{aligned} 4318.4458 \text{ ft}^3 &= 1/4 \times 3,14 \times (D_i)^2 \times 1,5 D_i \\ 4318.446 \text{ ft}^3 &= 1.178 D_i^3 \\ D_i &= 15.4213 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jadi,

$$\text{Tinggi tangki (Ls)} = 1.5 \times 15.4213 \text{ ft} = 23.1320 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup atas dan tutup bawah (h) :

$$\begin{aligned} h &= 0.196 D_i \\ &= 0.196 \times 15.4213 \text{ ft} = 3.023 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, total tinggi } t_a &= L_s + 2(h) \\ &= 21,2116 \text{ ft} + 2(3,3516) = 29.1772 \text{ ft} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Tangki Sand Filter

- Bentuk : Silinder tegak, tutup atas dan tutup bawah berbentuk Standar Dished
- Tinggi : 29.1772 ft
- Diameter : 15.4213 ft
- Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B
- Jumlah : 1 buah

10. Bak Air Bersih (F-219)

Fungsi Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses selanjutnya

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 177101.7715 kg/jam = 390438.5655 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{390438.5655 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6281.3757 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 3.5 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= \text{rate volumet} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 177.8697 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3.5 \text{ jam} \\
 &= 622.5440 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume air} &= 80\% \text{ volume bak, sehingga :} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{622.5440 \text{ m}^3}{0.8} \\
 &= 778.1800 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 \times 3 \times 2 \\
 \text{Volume bak} &= 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\
 &= 36 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 36 \text{ x}^3 \\
 778.1800 \text{ m}^3 &= 36 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 2.7856 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air bersih :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 6 \times 2.786 \text{ m} = 16.7139 \approx 17 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 2.786 \text{ m} = 8.3569 \approx 8.5 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 2.786 \text{ m} = 5.5713 \approx 6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Bersih

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 17 m
- Lebar : 8.5 m
- Tinggi : 6 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

11. Pompa Air Bersih (L-221)

Fungsi Memompakan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke tangki kation exchanger

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 46843.6179 kg/jam
= 103271.4400 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{103271.4400 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1661.4309 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.4615 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 172.4922 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers. 15, Timmerhaus, hal.496)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3.9 \times [0.4615]^{0.45} \times [62.1581]^{0.13} \\
 &= 4.711 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 5 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.996})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 5.563 \text{ in} = 0.464 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4.813 \text{ in} = 0.401 \text{ ft}$$

$$A = 0.12630 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1.8298 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0.12630 \text{ ft}^2} \\
 &= 14.4877 \text{ ft/detik} \\
 &= 52155.8195 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0.401 \times 14.4877 \times 62.1581}{0.000538} \\
 &= 671287.7174
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Cast Iron

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 2.6 \times 10^{-4} \text{ m} = 0.00085 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00085}{0.4011} = 0.002127$$

$$f = 0.0085 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- a. Panjang pipa lurus = 100 ft 30.4804 m
- b. Elbow, 90° = 3 buah
 Le/D = 35 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 L elbow = 35 ID
 = 35 x 3 x 0.4011
 = 42.1133 ft
- c. Gate valve = 2 buah (wide open)
 Le/D = 9 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 L elbow = 9 ID
 = 9 x 2 x 0.4011
 = 7.2194 ft 2.201

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0.17 = 0.34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\begin{aligned} \Delta L &= 100 + 42.1133 + 7.2194 \\ &= 149.3327 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot a \cdot gc \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0.0085 \times [14.4877]^2 \times 149.3327}{2 \times 1 \times 32.1740 \times 0.4011} \\ &= 41.2923 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= \left[3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \right] \\ &= 3 \frac{0.75 \times [14.4877]^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 7.3392 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 2 \frac{0.17 \times [14.4877]^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 1.1090 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F = F_f + hf + h = 49.7405 \text{ lbf.ft/lbm})$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 45 \text{ ft} \quad 13.7162$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 14.4877 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{14.4877^2}{2 \times 1 \times 32.17} \right) + \left(\frac{45}{32.17} \right) + \left(\frac{0}{62.158} \right) + 49.7405 \\ &= 54.4010 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{54.4010 \times 0.4615 \times 62.158}{550} \\ &= 2.8374 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 172.49 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{2.8374}{0.60} = 4.729 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{4.729}{0.8} \\ &= 5.911 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 6 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

12. Kation Exchanger (D-220 A)

Fungsi Menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Resin : RSO_3H^+

dimana kapasitas tukar kation/anion total exchange capacity (TEC):

Kation : 88.2 lb/ft^3 (Pure water care, 2014)

Asumsi kesadahan TDS

Total kation/anion: $133 \text{ mg/L} = 0.0083 \text{ lb/ft}^3$

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B

Dasar perencanaan :

- rate aliran = $46843.6179 \text{ kg/jam} = 103271.4 \text{ lb/jam}$

- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft^3

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{103271.44 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1661.4309 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 13.0685 \text{ L/s} \\ &= 2968.1709 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Penentuan kapasitas resin:

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta} \quad (\text{Pure water care, 2014})$$

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

$$V_P = Q.t$$

$$V_R = \frac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

Volume kation

$$\begin{aligned} V_R &= \frac{1661.4309 \text{ x } 24 \text{ x } 0.0083 \text{ x } 0.437}{88.2 \text{ x } 90\%} \\ &= 1.8238 \text{ ft}^3 = 51.6446 \text{ L} \end{aligned}$$

Diambil volume resin $V_R = 51.64$ (Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuhkan resin sebanyak:

$$\begin{aligned} V_R &= 51.645 \text{ L x } 83 \text{ hari} \text{ L} \\ &= 4261 \text{ L} = 4.2607 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan:

- Tangki berbentuk silinder

- kecepatan air = 6 gpm/ft²
- tinggi bed = 3 m
- Tinggi tangki = 1.5 diameter

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang tangki} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}} \\ &= \frac{2968.1709}{6} \\ &= 494.6952 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \text{Luas} \cdot \text{Tinggi bed} \\ 4.3 &= \text{Luas} \times 3 \\ \text{Luas} &= 1 \text{ m}^2 \\ \text{Diameter bed} &= \frac{A}{\pi/4} \\ &= \frac{1}{3.14 / 4} \\ &= 1.345 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan H/D} &= 1.5 \\ \text{H} &= 1.5 \times 1.3451 \\ &= 2.02 \text{ m} \end{aligned}$$

- » Spesifikasi kation dan anion exchanger
- Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B
 - Diameter : 1.35 m
 - Tinggi : 2.02 m
 - Jumlah : 1.00 buah

13. Anion Exchanger (D-220 B)

Fungsi Menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Resin : $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$

dimana kapasitas tukar kation/anion total exchange capacity (TEC):

Anion : 48.3 lb/ft³ (Pure water care, 2014)

Asumsi kesadahan TDS

Total anion : 133 mg/L = 0.0083 lb/ft³

Volume anion

$$\begin{aligned} V_R &= \frac{1661.43 \times 24 \times 0.0083 \times 0.437}{48.3 \times 90\%} \\ &= 3.3312 \text{ ft}^3 = 94.3280 \text{ L} = 0.0943 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil volume resin $V_R = 94.33 \text{ L}$ (Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuhkan resin sebanyak:

$$\begin{aligned} V_R &= 94.328 \text{ L} \times 83 \text{ hari} \text{ L} \\ &= 7782 \text{ L} = 7.7821 \text{ m}^3 \text{ Untuk lama siklus 3 bulan} \end{aligned}$$

Direncanakan:

- Tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 6 gpm/ft²
- tinggi bed = 3 m
- Tinggi tangki = 1.5 diameter

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang tangki} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}} \\ &= \frac{2968.1709}{6} \\ &= 494.6952 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \text{Luas} \cdot \text{Tinggi bed} \\ 7.8 &= \text{Luas} \times 3 \\ \text{Luas} &= 3 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter bed} &= \frac{A}{\pi/4} \\ &= \frac{3}{3.14 / 4} \\ &= 1.818 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan H/D} &= 1.5 \\ H &= 1.5 \times 1.8178 \\ &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

» Spesifikasi anion exchanger

- Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B
- Diameter : 1.82 m
- Tinggi : 2.73 m
- Jumlah : 1.00 buah

14. Bak Air Lunak (F-222)

Fungsi Tempat penampung air untuk umpan boiler dan air proses

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 46843.618 kg/jam = 103271.4400 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.158 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{103271.4400 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1661.4309 \text{ ft}^3/\text{jam} = 47.0467 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 47.0467 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\
 &= 141.140 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liqu 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{141.140 \text{ m}^3}{0.8} = 176.4253 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang} : \text{Lebar} : \text{Tinggi} = 6 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} = 36 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 36 \text{ x}^3 \\
 176.4253 \text{ m}^3 &= 36 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 1.6986 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air sanitasi :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 6 \times 1.6986 \text{ m} = 10.1915 \approx 10.5 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 1.6986 \text{ m} = 5.0957 \approx 5.5 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 1.6986 \text{ m} = 3.3972 \approx 3.5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air lunak

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 10.5 m
- Lebar : 5.5 m
- Tinggi : 3.5 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

15. Pompa Air Proses (L-234)

Fungsi Memompakan air bersih ke peralatan

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 41565.3210 kg/jam
= 91634.9067 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{91634.9067 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1474.2224 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.4095 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 153.0559 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers. 15, Timmerhauss, hal.496)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3.9 \times [0.4095]^{0.45} \times [62.1581]^{0.13} \\
 &= 4.464 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 5 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.996})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 5.563 \text{ in} = 0.464 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4.813 \text{ in} = 0.401 \text{ ft}$$

$$A = 0.12630 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1.8298 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0.12630 \text{ ft}^2} \\
 &= 14.4877 \text{ ft/detik} \\
 &= 52155.8195 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0.401 \times 14.4877 \times 62.1581}{0.000538} \\
 &= 671287.7174
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Cast Iron

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 2.6 \times 10^{-4} \text{ m} = 0.00085 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00085}{0.4011} = 0.002127$$

$$f = 0.0085 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- a. Panjang pipa lurus = 100 ft 30.4804 m
- b. Elbow, 90° = 3 buah
 $Le/D = 35$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 $L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$
 $= 35 \times 3 \times 0.4011$
 $= 42.1133 \text{ ft}$
- c. Gate valve = 2 buah (wide open)
 $Le/D = 9$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 $L \text{ elbow} = 9 \text{ ID}$
 $= 9 \times 2 \times 0.4011$
 $= 7.2194 \text{ ft}$ 2.201

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0.17 = 0.34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 100 + 42.1133 + 7.2194$$

$$= 149.3327 \text{ ft}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot gc \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0.0085 \times (14.4877)^2 \times 149.3327}{2 \times 1 \times 32.1740 \times 0.4011}$$

$$= 41.2923 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = \left(3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \right)$$

$$= 3 \frac{0.75 \times (14.4877)^2}{2 \times 32.1740}$$

$$= 7.3392 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 2 \frac{0.17 \times (14.4877)^2}{2 \times 32.1740}$$

$$= 1.1090 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F = F_f + hf + h = 49.7405 \text{ lbf.ft/lbm})$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 45 \text{ ft} \quad 13.7162$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 14.4877 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{14.4877^2}{2 \times 1 \times 32.17} \right) + \left(\frac{45}{32.17} \right) + \left(\frac{0}{62.158} \right) + 49.7405 \\ &= 54.4010 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{54.4010 \times 0.4095 \times 62.158}{550} \\ &= 2.5177 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 153.06 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{2.5177}{0.60} = 4.196 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{4.196}{0.8}$$

$$= 5.245 \text{ Hp}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 6 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

16. Pompa Deaerator (L-231)

Fungsi Memompakan air bersih ke deaerator

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 5278.2969 kg/jam
= 11636.5333 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{11636.5333 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 187.2085 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0520 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 19.4363 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers. 15, Timmerhauss, hal.496)}$$

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3.9 \times [0.0520]^{0.45} \times [62.1581]^{0.13} \\ &= 1.764 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 2 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.996})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 2.375 \text{ in} = 0.198 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1.939 \text{ in} = 0.162 \text{ ft}$$

$$A = 0.02050 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0.5520 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0.02050 \text{ ft}^2} \\ &= 26.9268 \text{ ft/detik} \\ &= 96936.5854 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.162 \times 26.9268 \times 62.1581}{0.000538} \\ &= 502638.3168 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Cast Iron

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 2.6 \times 10^{-4} \text{ m} = 0.00085 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00085}{0.1616} = 0.005279$$

$$f = 0.0085 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 100 \text{ ft} \quad 30.4804 \text{ m}$$

$$\text{b. Elbow, } 90^\circ = 3 \text{ buah}$$

$$Le/D = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 3 \times 0.1616$$

$$= 16.9661 \text{ ft}$$

$$\text{c. Gate valve} = 2 \text{ buah (wide open)}$$

$$Le/D = 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 2 \times 0.1616$$

$$= 2.9085 \text{ ft} \quad 0.887$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0.17 = 0.34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 100 + 16.9661 + 2.9085$$

$$= 119.8745 \text{ ft}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0.0085 \times (26.9268)^2 \times 119.8745}{2 \times 1 \times 32.1740 \times 0.1616}$$

$$= 284.2164 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = \left(3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \right)$$

$$= 3 \frac{0.75 \times (26.9268)^2}{2 \times 32.1740}$$

$$= 25.3523 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0.17 \times (26.9268)^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 3.8310 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F = F_f + h_f + h = 313.400 \text{ lbf.ft/lbm})$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 45 \text{ ft} \quad 13.7162$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 26.9268 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{26.9268^2}{2 \times 1 \times 32.17} \right) + \left(\frac{45}{32.17} \right) + \left(\frac{0}{62.158} \right) + 313.3997 \\ &= 326.0661 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{326.0661 \times 0.0520 \times 62.158}{550} \\ &= 1.9163 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 19.44 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{1.9163}{0.60} = 3.194 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{3.194}{0.8} \\ &= 3.992 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 4 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

17. Tangki Deaerator (D-243)

Fungsi Menghilangkan gas impurities dalam air umpan boiler dengan injeksi steam

Tipe : Silinder Horizontal

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 5278.2969 kg/jam
= 11636.5333 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$= \frac{11636.5333 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 187.2085 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 5.3012 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air} = \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 5.3012 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 5.3012 \text{ m}^3$$

Direncanakan volume liqu 80% volume tangki, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{5.3012 \text{ m}^3}{0.8}$$

$$= 6.6265 \text{ m}^3$$

Menentukan dimensi tangki

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi D_i^2 L_s$$

Diasumsikan, $L_s = 1,5 D_i$, sehingga :

$$6.6265 \text{ ft}^3 = 1/4 \times 3,14 \times (D_i)^2 \times 1,5 D_i$$

$$6.6265 \text{ ft}^3 = 1.1775 D_i^3$$

$$D_i = 1.7787 \text{ ft}$$

Jadi,

$$\text{Tinggi tangki (Ls)} = 1.5 \times 1.7787 \text{ ft} = 2.6681 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup (h) :

$$h = 0.196 D_i$$

$$= 0.196 \times 1.7787 \text{ ft} = 0.349 \text{ ft}$$

Sehingga, total tinggi tangki = $L_s + 2 (h)$

$$= 4,1532 \text{ ft} + 2 (0,5427) = 3.3653 \text{ ft}$$

» Spesifikasi Tangki Deaerator

- Bentuk : Silinder Horizontal, tutup Standar Dished
- Dimensi : Tinggi = 3.4 ft Di = 1.8 ft
- Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B
- Jumlah : 1 buah

18. Pompa Boiler (L-233)

Fungsi Memompakan air dari tangki deaerator ke boiler

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 5278.2969 kg/jam
= 11636.5333 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik

Pehitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-231, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 4 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

19. Pompa ke Bak Klorinasi (L-223)

Fungsi Memompakan air bersih ke deaerator

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 2362.7486 kg/jam
= 5208.9157 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{5208.9157 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 83.8010 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0233 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 8.7003 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal.496}) \\
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times [0,0233]^{0,45} \times [62.1581]^{0,13} \\
 &= 1,228 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi ID} &= 1,25 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.996}) \\
 \text{Sehingga diperoleh :} \\
 \text{OD} &= 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1,278 \text{ in} = 0,106 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,01500 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,4390}{0,01500} \frac{\text{ft}^3/\text{detik}}{\text{ft}^2} \\
 &= 29,2667 \text{ ft/detik} \\
 &= 105360,0000 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Re}} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,106 \times 29,2667 \times 62,1581}{0,000538} \\
 &= 360078,0778
 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Cast Iron

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 2,6 \times 10^{-4} \text{ m} = 0,00085 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00085}{0,1065} = 0,008010$$

$$f = 0,0085 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{a. Panjang pipa lurus} &= 100 \text{ ft} = 30,4804 \text{ m} \\
 \text{b. Elbow, } 90^\circ &= 3 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\
 \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\
 &= 35 \times 3 \times 0,1065 \\
 &= 11,1824 \text{ ft} \\
 \text{c. Gate valve} &= 2 \text{ buah (wide open)} \\
 \text{Le/D} &= 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\
 \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 2 \times 0,1065 \\
 &= 1,9170 \text{ ft} = 0,584 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0.17 = 0.34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\begin{aligned} \Delta L &= 100 + 11.1824 + 1.9170 \\ &= 113.0994 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0.0085 \times (29.2667)^2 \times 113.0994}{2 \times 1 \times 32.1740 \times 0.1065} \\ &= 480.6239 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= \left(3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \right) \\ &= 3 \frac{0.75 \times (29.2667)^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 29.9498 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0.17 \times (29.2667)^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 4.5257 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F = F_f + h_f + h = 515.099 \text{ lbf.ft/lbm})$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 45 \text{ ft} \quad 13.7162$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 29.2667 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$-W_s = \left[\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right] + \left[\frac{\Delta Z}{g_c} \right] + \left[\frac{\Delta P}{\rho} \right] + \Sigma F$$

$$\begin{aligned}
 &= \left[\frac{2 \cdot \alpha \cdot g_c}{2 \times 1 \times 32.17} \right] + \left[\frac{45}{32.17} \right] + \left[\frac{0}{62.158} \right] + 515.0995 \\
 &= 529.8091
 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{529.8091 \times 0.0233 \times 62.158}{550} \\
 &= 1.3938 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk kapasitas (Q)} &= 8.70 \text{ gpm} \\
 \eta \text{ pompa} &= 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})
 \end{aligned}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{1.3938}{0.60} = 2.323 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{2.323}{0.8} \\
 &= 2.904 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 3 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

20. Bak Klorinasi (F-224)

Fungsi Tempat pencampuran air bersih dan disinfektan sebelum digunakan sebagai air sanitasi.

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 2362.7486 kg/jam = 5208.9157 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62.158 lb/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (C)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{5208.9157 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 83.8010 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 2.3730 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 2.3730 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3.5 \text{ jam}$$

$$= 8.3055 \text{ m}^3$$

Perhitungan kebutuhan Cl_2

Klorin (Cl_2) tidak hanya digunakan sebagai disinfektan untuk membunuh kuman dan juga sebagai oksidan dan kontrol warna dan bau dari air. Klorin yang digunakan dengan dosis penggunaan 0,5-1 mg/L.

$$\text{Volume air sanitasi} = 2.3730 \text{ m}^3/\text{jam} = 2372.99 \text{ L/jam}$$

$$\text{cl yang dibutuhkan} = 1 \text{ mg/L} \times 2372.99 \text{ L/jam}$$

$$= 2372.9939 \text{ mg/jam}$$

$$= 0.00237 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Cl untuk 1 har} = 0.00237 \times 24 \text{ jam} = 0.057 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ volume bak, sehingga :}$$

$$\text{Volume bak} = \frac{8.3055 \text{ m}^3}{0.8}$$

$$= 10.3818 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang : Lebar : Tinggi} = 6 \times 3 \times 2$$

$$\text{Volume bak} = 4 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m}$$

$$= 24 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\text{Volume bak} = 24 \text{ x}^3$$

$$10.3818 \text{ m}^3 = 24 \text{ x}^3$$

$$\text{x} = 0.7563 \text{ m}$$

Jadi dimensi bak air bersih :

$$\text{Panjang} = 6 \times 0.756 \text{ m} = 4.5377 \approx 5 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \times 0.756 \text{ m} = 2.2689 \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \times 0.756 \text{ m} = 1.5126 \approx 2 \text{ m}$$

» Spesifikasi Bak Klorinasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 5 m
- Lebar : 3 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

21. Pompa ke Bak Air Sanitasi (L-225)

Fungsi Memompakan air dari bak klorinasi menuju bak air sanitasi

Type : Centrifugal Pump

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

$$\text{- rate aliran} = 2362.7486 \text{ kg/jam}$$

- = 5208.9157 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik

Pehitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-223, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 3 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

22. Bak Air Sanitasi (F-226)

Fungsi Tempat penampung air sanitasi

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 2362.7486 kg/jam = 5208.9157 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.158 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{5208.9157 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 83.8010 \text{ ft}^3/\text{jam} = 2.3730 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal 3 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2.3730 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 7.1190 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liqu 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{7.1190 \text{ m}^3}{0.8} = 8.8987 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 6 : 3 : 2

$$\text{Volume bak} = 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} = 36 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 36 x^3 \\ 8.8987 \text{ m}^3 &= 36 x^3 \\ x &= 0.6276 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air sanitasi :

$$\text{Panjang} = 6 \times 0.6276 \text{ m} = 3.7655 \approx 4 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar} &= 3 \times 0.6276 \text{ m} = 1.8828 \approx 2 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 0.6276 \text{ m} = 1.2552 \approx 1.5 \text{ m} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Sanitasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 4 m
- Lebar : 2 m
- Tinggi : 1.5 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

23. Pompa Air Pendingin (L-241)

Fungsi Memompakan air bersih ke bak air pendingin

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 127895.4050 kg/jam
= 281958.210 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{281958.2098 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 4536.1437 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1.2600 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 470.9490 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Pers. 15, Timmerhauss, hal.496)} \\ \text{ID optimal} &= 3.9 \times [1.2600]^{0.45} \times [62.1581]^{0.13} \\ &= 7.4027 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena diameter pipa terlalu besar sehingga diambil:

$$\text{Standarisasi ID} = 8 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 8.625 \text{ in} = 0.719 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 7.625 \text{ in} = 0.635 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.3171 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1.2600 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0.3171 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$= 3.9736 \text{ ft/detik}$$

$$= 14305.089 \text{ ft/jam}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.635 \times 3.9736 \times 62.1581}{0.000538}$$

$$= 291689.2865$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0.00015 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.6354} = 0.000238$$

$$f = 0.0080 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

a. Panjang pipa lurus = 120 ft

b. Elbow, 90° = 6 buah

$$Le/D = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 6 \times 0.7187$$

$$= 150.9360 \text{ ft}$$

c. Gate valve = 6 buah (wide open)

$$Le/D = 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 6 \times 0.7187$$

$$= 38.8121 \text{ ft}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 6 \times 0.2 = 1.02$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 120 + 150.9360 + 38.8121 = 309.7481 \text{ ft}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0.0080 \times [3.9736]^2 \times 309.7481}{2 \times 1 \times 32.1740 \times 0.6354}$$

$$= 3.8278 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 6 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= \left[6 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \right] \\ &= 6 \frac{0.75 \times [3.9736]^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 1.1042 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 6 buah

$$K_f = 0.17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 6 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 6 \frac{0.17 \times [3.9736]^2}{2 \times 32.1740} \\ &= 0.2503 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F = F_f + h_f + h_f = 5.1823 \text{ lbf.ft/lbm})$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3.9736 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{3.9736^2}{2 \times 1 \times 32.17} \right) + \left(\frac{40}{32.17} \right) + \left(\frac{0}{62.158} \right) + \left(5.1823 \right) \\ &= 6.6709 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{6.6709 \times 1.2600 \times 62.158}{550} \\ &= 0.9500 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk kapasitas (Q)} &= 470.95 \text{ gpm} \\
 \eta \text{ pompa} &= 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520}) \\
 \text{BHP} &= \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0.9500}{60\%} = 1.583 \text{ Hp} \\
 \eta \text{ motor} &= 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{1.583}{80\%} \\
 &= 1.979 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan : Carbon Steel
- Jumlah : 1 buah

24. Bak Air Pendingin (F-242)

Fungsi Sebagai tempat penampung air pendingin

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 127895.4050 kg/jam
= 281958.2098 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{281958.2098 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 4536.1437 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 128.4500 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal: 3 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 128.4500 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\
 &= 385.3499 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liqu 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{385.3499 \text{ m}^3}{0.8} = 481.6874 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 6 : 3 : 2 \\
 \text{Volume bak} &= 6 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\
 &= 36 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 36 x^3 \\ 481.6874 \text{ m}^3 &= 36 x^3 \\ x &= 2.374 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air pendingin :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 6 \times 2.374 \text{ m} = 14.2442 \approx 14.5 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times 2.374 \text{ m} = 7.1221 \approx 7.5 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 2.374 \text{ m} = 4.7481 \approx 5.0 \text{ m} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Pendingin

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 15 m
- Lebar : 7.5 m
- Tinggi : 5.0 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

25. Pompa Air Pendingin (L-243)

Fungsi Memompakan air dari bak air pendingin menuju peralatan proses

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 127895.4050 kg/jam
= 281958.2098 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
= 1.936967 lb/ft.jam

Pehitungan:

Dengan cara yang sama pada pompa L-241, maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan : Cast Iron
- Jumlah : 1 buah

26. Cooling Tower Water (P-230)

Fungsi Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai air pendingin

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 127895.4050 kg/jam
= 281958.2098 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (C)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{281958.2098 \text{ lb/jam}}{62.1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 4536.1437 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1.2600 \text{ ft}^3/\text{detik} = 470.9490 \text{ gpm} \end{aligned}$$

- Suhu wet bulb udara = 25 °C = 77 °F

- Suhu air masuk towe = 70 °C = 158 °F

- Suhu air pendingin = 27 °C = 81 °F

Digunakan Counter Flow Included-draft Tower,

Dari Perry's 7thed, fig. 12-14, hal. 12-16, didapatkan konsentri 3.00

gal /m.ft² Sehingga luas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{470.9490 \text{ gpm}}{3 \text{ gal/m.ft}^2} = 156.983 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter :

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \times d^2 \\ 156.983 \text{ ft}^2 &= 0.7850 \times d^2 \\ d &= 14.1414 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung volume :

Direncanakan tinggi tower (L) = 3 d

Maka, L = 3 × 14.1414 ft = 42.4241 ft

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) d^2 L \\ &= 0.7850 \times 9,2534 \times 42.4241 \\ &= 6659.8645 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Perry's 7thed, fig. 12-15, hal. 12-17, didapatkan :

Standar Power Performance adalah 90%, maka :

$$\frac{\text{Hp fan}}{\text{Luas tower area (ft}^2\text{)}} = 0.025 \text{ Hp/ft}^2$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Hp fan} &= 0,041 \times \text{luas tower} \\ &= 0.025 \text{ Hp/ft}^2 \times 156.983 \text{ ft}^2 \\ &= 3.9246 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Cooling Tower

- Tipe : Induced Draft Tower
- Diameter : 14.14 ft
- Tinggi : 42.42 ft
- Daya : 4.00 Hp
- Jumlah : 1.00 buah

D.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pra-rencana Pabrik Asam Benzoat ini direncanakan disediakan oleh PLN dan Generator set. Tenaga listrik yang dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

- a. Peralatan proses produksi
- b. Daerah pengolahan air
- c. Listrik untuk penerangan

A. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, ditunjukkan pada tabel dibawah ini.

Tabel D.5.1. Pemakaian listrik pada peralatan proses produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	R-110	Pengaduk Reaktor I	1	33.0
2	L-116	Pompa Sentrifugal	1	3.0
4	G-114	Kompresor	1	2.0
7	L-121	Pompa Sentrifugal	1	3.0
9	L-131	Pompa Sentrifugal	1	5.0
10	R-130	Pengaduk Reaktor II	1	33.0
11	R-136	Pengaduk tangki pencampur	1	1.0
12	L-141	Pompa Sentrifugal	1	3.0
15	J-152	Vibrating Conveyor	1	2.0
16	J-153	Bucket Elevator	1	1.0
Jumlah			10	86

B Daerah Pengolahan Air

Pemakaian listrik untuk daerah pengolahan air (water treatment), ditunjukkan pada tabel di bawah ini.

Tabel D.5.2. Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)	Daya (Hp)
1	Q-230	Boiler	1	646	646
2	L-211	Pompa Air Sungai	2	5	10
3	L-213	Pompa Air Bak Skimer	2	5	10
4	L-215	Pompa Clarifier	2	5	10
6	H-210	Pengaduk Clarifier	1	28	28
7	L-217	Pompa ke Sand Filter	2	5	10
8	L-221	Pompa Kation Exchanger	1	6	6
9	L-234	Pompa Air Proses	1	6	6
10	L-231	Pompa Deaerator	1	4	4
12	L-233	Pompa Boiler	1	4	4
13	L-223	Pompa ke Bak Klorinasi	1	3	3
14	L-225	Pompa ke Bak Sanitasi	1	3	3
15	L-241	Pompa Air Pendingin	1	2	2

16	L-243	Pompa ke Peralatan	1	2	2
Jumlah			18	724	744

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar :

$$= [86 + 744] \text{ Hp} = 830.0 \text{ Hp}$$

$$= 830.0 \text{ Hp} \times 0.746 \text{ kWh/HP} = 618.9310 \text{ kWh}$$

C. Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D} \quad (\text{Perry 3}^{\text{th}} \text{ ed, hal 1758})$$

Dimana :

L = lumen outlet A = luas daerah

F = foot candle

U = koefisien utilitas : 0.8 (Perry 3th ed, hal 1757)

D = efisiensi penerangan rata-ra 0.8 (Perry 3th ed, hal 1757)

Tabel D.2.3. Pemakaian listrik untuk penerangan

No	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m ²	ft ²		
1	Pos Keamanan / Penjaga	15	161.5	10	2690.9122
2	Taman	300	3229.1	10	53818.2432
3	Parkir tamu	15	161.5	5	1345.4561
4	Kantor Pusat	460	4951.3	15	123781.9594
5	Pos Penimbangan	40	430.5	5	3587.8829
6	Kantor Penelitian	24	258.3	10	4305.4595
7	Gedung Sebagian	150	1614.5	10	26909.1216
8	Dapur	15	161.5	5	1345.4561
9	Perpustakaan	100	1076.4	15	26909.1216
10	Musholla	80	861.1	10	14351.5315
11	Kantin dan Koprasi	40	430.5	5	3587.8829
12	Poliklinik	25	269.1	5	2242.4268
13	Pemadam kebakaran	50	538.2	10	8969.7072
14	Parkir karyawan	40	430.5	5	3587.8829
16	Area proses	4899	52731.1	30	2636555.7344
17	Gudang produk	1200	12916.4	10	215272.9728
18	Manager Produksi dan Tk	20	215.3	15	5381.8243
19	Departemen Produksi	400	4305.5	10	71757.6576
20	Departemen Teknik	25	269.1	10	4484.8536
21	Ruang kontrol	63	678.1	10	11301.8311
22	Toilel	100	1076.4	5	8969.7072

23	Bengkel	50	538.2	10	8969.7072
24	Lab dan Penegendalian	35	376.7	10	6278.7950
25	Generator	30	322.9	10	5381.8243
26	Ruang bahan bakar	49	527.4	10	8790.3131
27	Ruang Boiler	25	269.1	10	4484.8536
28	Utilitas	150	1614.5	10	26909.1216
30	Jalan	250	2690.9	10	44848.5360
Total		8650	92944.11	270	3334129.8633

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan Fluorescent Lamp type day light 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{jumlah lumen} - (\text{lumen jalan} + \text{lumen taman}) \\ &= 3334129.863 - 44848.536 + 53818.2432 \\ &= 3235463.084 \text{ lumen} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{3235463.084 \text{ lumen}}{49 \text{ lumen/watt}} \\ &= 66029.859 \text{ watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{66029.859 \text{ watt}}{40 \text{ watt}} \\ &= 1650.7465 \approx 1651 \text{ buah} \end{aligned}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan Mercury Vapor Light 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{lumen jalan} + \text{lumen taman} \\ &= 44848.54 + 53818.2432 \\ &= 98666.78 \text{ lumen} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{98666.78 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen/watt}} \\ &= 3288.9 \text{ watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{3288.9 \text{ watt}}{100 \text{ watt}} \\ &= 32.889 \approx 33 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Lampu Fluorescent	=	66029.859	
- Lampu Mercury	=	3288.8926	
- Peralatan bengkel	=	2000.0000	
- Peralatan laboratorium	=	1000.0000	
- Keperluan lain-lain	=	<u>1250.0000</u>	+
Total	=	73568.751	Watt = 73.57 kWatt

Total kebutuhan listr = Listrik untuk penerangan + Listrik untuk proses

$$= [73.57 + 618.93] \text{ kWh}$$

$$= 692.500 \text{ kWh}$$

Pemenuhan kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik, PLN sebesar 40% dan untuk menjamin kelancaran produksi sebesar 60% akan di penuhi oleh generator set yang memiliki oleh pabrik, sehingga:

$$\text{Kebutuhan listrik yang di penuhi PL} = 692.500 \times 40\%$$

$$= 276.9999 \text{ kWh}$$

$$\text{Kebutuhan listrik yang di penuhi pat} = 692.500 \times 60\%$$

$$= 415.49985 \text{ kWh}$$

Generator digunakan sebagai emergensi jika *supply* listrik mati.

$$\text{Power faktor untuk generator} = 0.80$$

Sehingga,

$$\text{ower yang dibangkitkan oleh generat} = \frac{415.500 \text{ kW}}{0.800}$$

$$= 519.375 \text{ kV.A} \approx 519 \text{ kV.A}$$

» Spesifikasi Geneartor

- Tipe : AC Generator 3 Phase
- Kapasitas : 519 kV.A, 380/220 Volt
- Frekwensi : 50 Hz
- Jumlah : 2 buah (1 cadangan)
- Bahan Bakar : Diesel

D.6. Unit Penyediaan Bahan Bakar

a. Kebutuhan bahan bakar boiler

Untuk kebutuhan bahan bakar sebesar 720.7977 kg/jam

Bahan bakar yang digunakan adalah Diesel oil, dengan densitas :

$$\rho = 880.987 \text{ kg/m}^3$$

Jadi,

$$\text{Volume Diesell Oil} = \frac{720.7977 \text{ kg/jam}}{880.98671 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.818 \text{ m}^3/\text{jam} = 19636.10 \text{ L/hari}$$

b. Kebutuhan bahan bakar Generator

$$\text{Tenaga Generator} = 519 \text{ kW}$$

$$= 42532485.5051 \text{ Btu/hari}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah Diesel Oil,

- Heating Value(H_v) = 19000 Btu/lb
- Densitas (ρ) = 55.0 lb/ft³ = 880.987 kg/m³
- Efisiensi (η) = 80.5% (Fig. 9.9, Perry 6thed, hal. 9-18)

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{42532485.5051 \text{ Btu/hari}}{19000 \text{ Btu/l} \times 0.805 \times 55 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 50.5602 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$= 1431.713 \text{ L/hari}$$

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :

$$= 19636.10 + 1431.713 \text{ L/hari}$$

$$= 21067.8155 \text{ L/hari}$$

Tangki bahan bakar untuk boiler dan generator

Fungsi Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

Dasar perencanaan :

- Volume bahan bakar s 21067.8155 L/hari = 743.999 ft³/hari
- P = 15 psi dan T = 30 °C
- Waktu penyimpan 7 hari
- Volume bahan bakar dianggap menemp 80% volume tangki
- Direncanakan menggunakan 1 buah tangki

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan bakar} &= \frac{743.999 \text{ ft}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari}}{1} \\ &= 5207.9920 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Karena menggunakan 1 buah tangki, maka :

$$\sqrt{\text{bahan bakar tiap tangki}} = \frac{5207.99 \text{ ft}^3}{1} = 5207.99 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{5207.99 \text{ ft}^3}{0.8} \\ &= 6509.99 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

Dianggap H = 1,5 D, maka :

$$6509.990 \text{ ft}^3 = 0.7850 D^2 \times 1.5 D$$

$$D^3 = 7087.26 \text{ ft}^3$$

$$D = 19.2085 \text{ ft} = 229.873 \text{ in}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\begin{aligned} H &= 1,5 D \\ &= 1.5 \times 229.873 \text{ in} \\ &= 344.81 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki

Bahan : HAS SA 240 Grade A Type Fix Roof

- allowable (f) = 16250 psi (Brownel & Young, hal. 342)
- faktor korosi (C = 1/16 in)
- tipe pengelasan = Double welded butt joint (E 0.8)
(Brownel & Young, hal. 254)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D}{2 (f \times E - 0,6 P_i)} + C \\ &= \frac{14.7 \times 229.8734}{2 (16250 \times 0.8 - 0.6 \times 14.7)} + \frac{1}{16} \end{aligned}$$

$$= (0.13 \times (16 / 16)) + (1 / 16)$$

$$= 3 / 16 \approx 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi : } d_i = d_i + 2 t_s + 2 (3/16)$$

$$= 229.8734$$

$$= 230.2484$$

Dengan pendekatan ke atas maka didapatkan harga $d_o = 240$ in
(Brownel & Young, tabel 5.7 hal. 89-91)

Maka, harga d_i baru :

$$d_i = d_o - 2 t_s$$

$$= 240 - 2 (1/2)$$

$$= 239.6250 \text{ in} = 19.9685 \text{ ft}$$

Menentukan tebal tutup atas (standar dished)

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_i \times D}{(f \times E - 0,1 P_i)} + C$$

$$= \frac{0.885 \times 14.7 \times 239.63}{(16250 \times 0.8 - 0.1 \times 14.7)} + \frac{1}{16}$$

$$= (0.24 \times (16 / 16)) + (1 / 16)$$

$$= 4.837 / 16 \approx 5/16 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah (conical), dengan $\alpha = 60^\circ$

$$t_{hb} = \frac{P_i \times D}{2 (f \times E - 0,6 P_i) \cos 60^\circ} + C$$

$$= \frac{15 \times 239.63}{2 (16250 \times 0.8 - 0.6 \times 14.7) \cdot 0.5} + \frac{1}{16}$$

$$= (0.271 \times (16 / 16)) + (1 / 16)$$

$$= 5.338 / 16 \approx 6/16 \text{ in}$$

» Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

- Tipe : Persegi Panjang
- Bahan konstruksi : HAS SA 240 Grade A Type 410
- Dimensi : $D_i = 239.63 \text{ in}$ $t_s = 3/16 \text{ in}$
 $H = 344.81 \text{ in}$ $t_{ha} = 5/16 \text{ in}$
 $t_{hb} = 6/16 \text{ in}$
- Jumlah : 1

Tangki bahan bakar:

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade A

Jenis pelapis = Double welded but joint

Faktor korosi = $\frac{1}{16}$ in

L/D = 1 (ulrich hal 248 tabel 4.27)

E = 0.8

f = 12650

APPENDIKS E
PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI

E.1. Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditafsirkan harga peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini digunakan persamaan pada "Ulrich" 1984, halaman 269 :

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

Dimana : C_A = Tafsiran harga alat saat ini

C_B = Harga alat pada tahun ke B

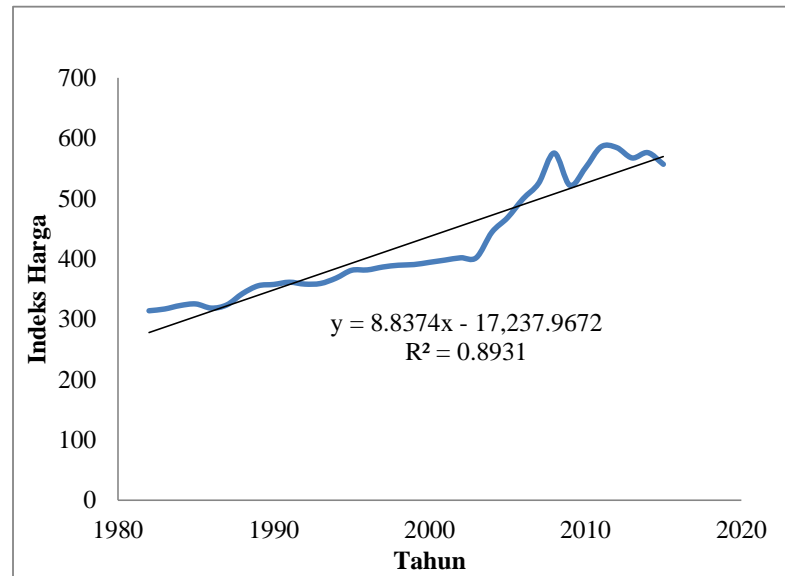
I_A = Indeks harga saat ini

I_B = Indeks harga pada tahun ke B

Tabel E.1.1. Indeks Harga Tahun 1982 - 2015

Tahun	Indeks	Tahun	Indeks	Tahun	Indeks
(x)	(y)	(x)	(y)	(x)	(y)
1982	314.0	1994	368.1	2006	499.6
1983	316.9	1995	381.1	2007	525.4
1984	322.7	1996	381.7	2008	575.4
1985	325.3	1997	386.5	2009	521.9
1986	318.4	1998	389.5	2010	550.8
1987	323.8	1999	390.6	2011	585.7
1988	342.5	2000	394.3	2012	584.6
1989	355.4	2001	398.0	2013	567.3
1990	357.6	2002	401.8	2014	576.1
1991	361.3	2003	402.0	2015	556.8
1992	358.2	2004	444.2		
1993	359.2	2005	468.2		

Kenaikan harga indeks pada tahun 1982 - 2015 diatas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah :



Dari grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah :

$$y = 8.8374 x - 17237.9672$$

Indeks harga pada tahun 2022, $x = 2019$

$$y = 604.7434$$

Tabel E.1.2. Peralatan yang di Desain

No	Nama Peralatan	Kode	Tipe	Kapasitas / Dimensi	Bahan Kons.	Jml
1	Storage Katalis	F-111	Gudang	$V = 8.4701 \text{ m}^3$	B	1
2	Storage Toluen	F-112	Silinder Vertical	$V = 6313.6784 \text{ ft}^3$	HA	1
3	Storage Chlorin	F-113	Silinder Vertical	$V = 4448.2807 \text{ ft}^3$	HA	2
4	Kompresor	G-114	Sentrifugal Blower	$w = 154 \text{ HP}$	CS	1
5	Heater	E-115	DPHE	$A = 6.0233 \text{ ft}^2$	SS	1
6	Pompa Piston	L-116	Sentrifugal Blower	$w = 3 \text{ HP}$	CI	1
7	Heater	E-117	DPHE	$A = 0.7643 \text{ ft}^2$	SS	1
8	Scrubber I	D-118	Vertical Tray Tower	$V = 5195.8435 \text{ m}^3$	HA	1
9	Reaktor I	R-110	Mixed Flow	$V = 446.8522 \text{ ft}^3$	HA	1
10	Pompa Sentrifugal	L-121	Sentrifugal Blower	$w = 5 \text{ HP}$	CI	1
11	Heater	E-122	DPHE	$A = 2.5905 \text{ ft}^2$	SS	1
12	Distilasi I	E-120	Shieve Tray	$V = 275,1579 \text{ ft}^3$	HA	1
13	Kondensor I	E-123	Shell & Tube	$A = 57.2402 \text{ ft}^2$	SS	1
14	Akumulator I	F-124	Silinder Horizontal	$V = 9.2032 \text{ ft}^3/\text{jam}$	CS	1

16	Reboiler I	E-126	Shell & Tube	$A = 27.6472 \text{ ft}^2$	SS	1
17	Pompa	L-131	Sentrifugal Blower	$w = 5 \text{ HP}$	CI	1
18	Cooler	E-132	DPHE	$A = 2.7374 \text{ ft}^2$	SS	1
19	Belt Conveyor	J-133	-	$L = 40 \text{ m}, M = 0.4 \text{ m}$	CS	1
20	Bucket Elevator	J-134	Sentrifugal-Discharge Bucket	$L = 0.4 \text{ m}, M = 0.2 \text{ m}$	SS	1
21	Bin Katalis	F-135	-	$V = 21.3694 \text{ ft}^3$	CS	1
22	Tangki Pencampuran	R-136	Bejana Tegak	$V = 66.3799 \text{ ft}^3$	HA	1
23	Heater	E-137	DPHE	$Q = 67376.866 \text{ btu/jam}$	SS	1
24	Reaktor II	R-130	Mixed Flow	$V = 2650.2042 \text{ ft}^3$	HA	1
25	Scrubber II	D-138	Silinder Vertical	$V = 4912.5967 \text{ m}^3$	HA	1
26	Pompa	L-141	Sentrifugal Blower	$w = 3 \text{ HP}$	CI	1
27	Heater	E-142	DPHE	$Q = 87765.360 \text{ btu/jam}$	SS	1
28	Distilasi II	D-140	Shieve Tray	$V = 231.7305 \text{ ft}^3$	HA	1
29	Kondensor II	E-143	Shell & Tube	$Q = 1690671.021 \text{ btu/jam}$	SS	1
30	Akumulator II	F-144	Silinder Horizontal	$V = 38.7276 \text{ ft}^3$	CS	1
32	Reboiler II	E-146	Shell & Tube	$Q = 1947234.038 \text{ btu/jam}$	SS	1
33	Kristalizer	X-150	Sweson-Walker Crystalizer	$m = 6735.1167 \text{ kg}$	CS	1
34	Centrifuge	H-151	Sentrifugal Basket Centrifuge	$m = 6735.1167 \text{ kg}$	CS	1
35	Vibrating Conveyor	J-152	-	$L = 40 \text{ m}, M = 0.4 \text{ m}$	SS	1
36	Bucket Elevator	J-153	Sentrifugal-Discharge Bucket	$L = 0.4 \text{ m}, M = 0.2 \text{ m}$	SS	1
37	Bin Produk	F-154	Silinder Vertical	$V = 5228.3166 \text{ ft}^3$	HA	1
38	Mesin Pengemas	F-155	-	$V = 217.8070 \text{ ft}^3$	CS	1
39	Gudang Penyimpanan	F-156	Gudang	$V = 156821.0445 \text{ ft}^3$	B	1
40	Storage HCl	F-157	Silinder Vertical	$V = 72053.595 \text{ ft}^3$	HA	10

Keterangan : CS = Carbon Steel ; HA = High Alloy ; CI = Cast Iron ; B = Beton ;

SS = Stainless Steel

E.2. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini maka dengan menggunakan metode penaksiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel E.2.1 dan peralatan Utilitas pada tabel E.2.2.

Asumsi 1 \$ = Rp13,350.00

Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan:

$$\text{Harga alata saat ini} = \text{Harga alata tahun ke B (CBM} \times \frac{604.7434}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

Nama Alat : Pompa Centrifugal (L-121)

Daya Pompa : 5 Hp = 3.7285 kW

Bahan Kontruk : Cast Iron

Dari Fig.5-49, Ulrich, hal.310,diperoleh

Cp Pompa = US\$ 4800

Fm = 1

Fp = 1

Fbm = 3

Cbm = US\$ 14400

Tabel E.2.1. Daftar Harga Peralatan Pabrik Asam Benzoat

No	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Storage Katalis	F-111	4060	7819	104,387,570
2	Storage Toluen	F-112	20420	39328	525,023,198
3	Storage Chlorin	F-113	9410	36246	483,885,239
4	Kompresor	G-114	15000	28889	385,668,363
5	Heater	E-115	25393	48905	652,885,115
6	Pompa Piston	L-116	7640	14714	196,433,753
7	Heater	E-117	4841	9323	124,468,036
8	Scrubber I	D-118	10672	20554	274,390,184
9	Reaktor I	R-110	125060	240857	3,215,445,695
10	Pompa Sentrifugal	L-121	16400	31585	421,664,076
11	Heater	E-122	7630	14695	196,176,640
12	Distilasi I	E-120	20750	39963	533,507,902
13	Kondensor I	E-123	5450	10496	140,126,172
14	Akumulator I	F-124	5500	10593	141,411,733
16	Reboiler I	E-126	9740	18759	250,427,323
17	Pompa	L-131	17400	33511	447,375,301
18	Cooler	E-132	10175	19596	261,611,706
19	Belt Conveyor	J-133	25800	49689	663,349,584
20	Bucket Elevator	J-134	10930	21050	281,023,680

21	Bin Katalis	F-135	3180	6124	81,761,693
22	Tangki Pencampur	R-136	6320	12172	162,494,937
23	Heater	E-137	2860	5508	73,534,101
24	Reaktor II	R-130	125300	241320	3,221,616,389
25	Scrubber II	D-138	9550	18393	245,542,191
26	Pompa	L-141	11640	22418	299,278,649
27	Heater	E-142	2900	5585	74,562,550
28	Distilasi II	D-140	25260	48649	649,465,523
29	Kondensor II	E-143	5850	11267	150,410,661
30	Akumulator II	F-144	7160	13790	184,092,365
32	Reboiler II	E-146	18500	35630	475,657,647
33	Kristalizer	X-150	19200	36978	493,655,504
34	Centrifuge	H-151	35690	68737	917,633,591
35	Vibrating Conveyor	J-152	17450	33608	448,660,862
36	Bucket Elevator	J-153	8650	16659	222,402,089
37	Bin Produk	F-154	6100	11748	156,838,467
38	Mesin Pengemas	F-155	6200	11941	159,409,590
39	Gudang Penyimpanan	F-156	6200	11941	159,409,590
40	Storage HCl	F-157	18700	360150	4,807,998,920
Total					22,283,686,589

Tabel E.2.2. Daftar Harga Peralatan Utilitas pada Pabrik Asam Benzoat

No	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Clarifier	H-210	10440	40214	536,850,361
2	Pompa Air Sungai	L-211	7240	13944	186,149,263
3	Bak Sedimentasi	F-212	9680	18643	248,884,650
4	Pompa Bak Sedimentasi	L-213	7240	13944	186,149,263
5	Skimmer	F-214	9440	18181	242,713,956
6	Pompa Skimmer	L-215	6240	12018	160,438,039
7	Bak Air Clarifier	F-216	7800	15022	200,547,549
8	Pompa Clarifier	L-217	6240	12018	160,438,039
9	Sand Filter	H-218	10210	19664	262,511,599
10	Bak Air Bersih	F-219	7440	14329	191,291,508
11	Kation Exchanger	D-220 A	11500	22148	295,679,078

12	Anion Exchanger	D-220 B	9570	18431	246,056,415
13	Pompa Air Bersih	L-221	4800	9244	123,413,876
14	Bak Air Lunak	F-222	8440	16255	217,002,732
15	Pompa ke Bak Klorinasi	L-223	4800	9244	123,413,876
16	Bak Klorinasi	F-224	7840	15099	201,575,998
17	Pompa ke Bak Air Sanitasi	L-225	4800	9244	123,413,876
18	Bak Air Sanitasi	F-224	5050	9726	129,841,682
19	Boiler	Q-230	85870	165380	2,207,822,820
20	Pompa Deaerator	L-231	5250	10111	134,983,927
21	Dearator	D-232	9100	17526	233,972,140
22	Pompa Air Boiler	L-233	5050	9726	129,841,682
23	Pompa Air Proses	L-234	6100	11748	156,838,467
24	Cooling Tower	P-240	10740	20685	276,138,548
25	Pompa Air Pendingin	L-241	5110	9842	131,384,356
26	Bak Air Pendingin	F-242	5400	10400	138,840,611
27	Pompa Air Pendingin	L-243	6210	11960	159,666,702
Total					7,405,861,010

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan total} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{harga peralatan Utilitas} \\
 &= \text{Rp}22,283,686,589 + \text{Rp}7,405,861,010 \\
 &= \text{Rp}29,689,547,599
 \end{aligned}$$

Dengan Faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga peralatan total} &= 1.2 \times \text{Rp}29,689,547,599 \\
 &= \text{Rp}35,627,457,119
 \end{aligned}$$

E.3. Biaya Bahan Baku

1. Tolene

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan per kg} &= 5166.6478 \quad \text{kg} = 5.1666 \quad \text{ton} \\
 \text{Harga per ton} &= \text{Rp } 9,372 \quad \text{/kg} = \text{Rp } 9,371,700 \quad \text{/ton} \\
 \text{Biaya per tahun,} & \quad \quad \quad (\text{Alibaba.com,2015}) \\
 &= 5.1666 \text{ ton/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \text{ Rp } 9,371,700 \quad \text{/ton} \\
 &= \text{Rp } 348,625,969,536
 \end{aligned}$$

2. Cl₂

$$\text{Kebutuhan per kg} = 11903.7634 \text{ kg} = 11.9038 \text{ ton}$$

$$\text{Harga per ton} = \text{Rp } 4,139 \text{ /kg} = \text{Rp } 4,138,500 \text{ /ton}$$

$$\text{Biaya per tahun,} \quad (\text{Alibaba.com,2015})$$

$$= 11.9038 \text{ ton/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \text{ Rp } 4,138,500 \text{ /ton}$$

$$= \text{Rp } 354,698,817,917$$

3. ZnCl₂

$$\text{Kebutuhan per kg} = 73.2819 \text{ kg} = 0.0733 \text{ ton}$$

$$\text{Harga per ton} = \text{Rp } 18,690 \text{ /kg} = \text{Rp } 18,690,000 \text{ /ton}$$

$$\text{Biaya per tahun,} \quad (\text{Alibaba.com,2015})$$

$$= 0.0733 \text{ ton/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \text{ Rp } 18,690,000 \text{ /ton}$$

$$= \text{Rp } 9,861,393,407$$

Total biaya bahan baku,

$$= \text{Tolene} + \text{Cl}_2 + \text{ZnCl}_2$$

$$= \text{Rp } 348,625,969,536 + \text{Rp } 354,698,817,917 + \text{Rp } 9,861,393,407$$

$$= \text{Rp } 713,186,180,861$$

E.4. Biaya Utilitas

1. Listrik

$$\text{Kebutuhan Listrik per jam} = 279.3861 \text{ kW}$$

$$\text{Harga listrik per KW} = \text{Rp}1,570 \quad (\text{PT PLN (Persero),2017})$$

Biaya Listrik per tahun

$$= 279.3861 \text{ kW.h} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \text{ Rp}1,570$$

$$= \text{Rp}3,473,999,027$$

2. Bahan Bakar

$$\text{Kebutuhan Bakar per jam} = 19636.1030 \text{ Liter/hari} = 818.17096 \text{ Liter/jam}$$

$$\text{Harga bahan bakar per Lit} = \text{Rp}9,200 \quad (\text{PT PERTAMINA(Persero),2017})$$

Biaya bahan bakar per tahun

$$= 818.1710 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tah} \text{ Rp}9,200.00$$

$$= \text{Rp}59,615,208,610$$

3. Resin Kation

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan resin/jam} &= 2.1519 \text{ L} \\ \text{Harga resin} &= \text{Rp } 18156 \\ \text{Biaya per tahun} &= \text{Rp } 18156 \times 2.2 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= \text{Rp } 309,427,345 \quad (\text{Indianamart.com,2017}) \end{aligned}$$

4. Resin Anion

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan resin/jam} &= 3.9303 \text{ L} \\ \text{Harga resin} &= \text{Rp } 14017.5 \quad (\text{Indianamart.com,2017}) \\ \text{Biaya per tahun} &= \text{Rp } 14018 \times 4 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= \text{Rp } 436,339,930 \end{aligned}$$

5. Klorin (Cl₂)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan klorin/ha} &= 0.0024 \text{ kg} \\ \text{Harga klorin} &= \text{Rp } 4139 \quad (\text{Indianamart.com,2017}) \\ \text{Biaya per tahun} &= \text{Rp } 4139 \times 0.0024 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= \text{Rp } 77,779 \end{aligned}$$

6. Alum

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Alum/ha} &= 112.0579 \text{ kg} \\ \text{Harga Alum} &= 2803.5 \quad (\text{Indianamart.com,2017}) \\ \text{Biaya per tahun} &= \text{Rp } 2804 \times 112.06 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= \text{Rp } 2,488,102,701 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya utilitas} &= \text{biaya listrik} + \text{biaya bahan bakar} + \text{biaya alum} \\ &\quad + \text{biaya resin kation} + \text{biaya resin anion} + \text{biaya klorin} \\ &= 3,473,999,027 + 59,615,208,610 + 2,488,102,701 \\ &\quad + 309,427,345 + 436,339,930 + 77,779 \\ &= \text{Rp } 66,323,155,391 \end{aligned}$$

E.5. Gaji Pegawai

Tabel E.5.1. Daftar Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Dewan komisaris	2	25,000,000	50,000,000
2	Direktur Utama	1	18,000,000	18,000,000
3	Litbang	2	10,000,000	20,000,000

4	Direktur Produksi & Teknik	1	15,000,000	15,000,000
5	Direktur Keuangan dan Administrasi	1	10,000,000	10,000,000
6	Kepala Bagian Produksi	1	8,500,000	8,500,000
7	Kepala Bagian Teknik	1	8,500,000	8,500,000
8	Kepala Bagian Pemasaran	1	8,500,000	8,500,000
9	Kepala Bagian Keuangan	1	8,500,000	8,500,000
10	Kepala Bagian SDM	1	8,500,000	8,500,000
11	Kepala Bagian Umum	1	8,500,000	8,500,000
12	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan	1	6,500,000	6,500,000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	6,500,000	6,500,000
14	Kepala Seksi Mutu & Lab	1	6,500,000	6,500,000
15	Kepala Seksi Pengendalian Proses	1	6,500,000	6,500,000
16	Kepala Seksi Produksi	1	6,500,000	6,500,000
17	Kepala Seksi Gudang	1	6,000,000	6,000,000
18	Kepala Seksi Market & Riset	1	6,500,000	6,500,000
19	Kepala Seksi Penjualan	1	6,500,000	6,500,000
20	Kepala Seksi Promosi	1	6,500,000	6,500,000
21	Kepala Seksi Pembukuan & Keuangan	1	6,500,000	6,500,000
22	Kepala Seksi Penyediaan & Pembelian	1	6,500,000	6,500,000
23	Kepala Seksi Ketenagakerjaan	1	6,000,000	6,000,000
24	Kepala Seksi Personalia	1	6,000,000	6,000,000
25	Kepala Seksi Humas	1	6,000,000	6,000,000
26	Kepala Seksi Keamanan	1	5,000,000	5,000,000
27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan	12	2,500,000	30,000,000
28	Karyawan Seksi Utilitas	18	2,700,000	48,600,000
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab	13	3,500,000	45,500,000
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses	8	3,500,000	28,000,000
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses	44	3,500,000	154,000,000
32	Karyawan Seksi Gudang	9	2,700,000	24,300,000
33	Karyawan Seksi Market & Riset	6	2,700,000	16,200,000
34	Karyawan Seksi Penjualan	8	2,700,000	21,600,000
35	Karyawan Seksi Promosi	8	2,700,000	21,600,000
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuang	9	2,700,000	24,300,000
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembeli	4	2,700,000	10,800,000
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan	6	2,700,000	16,200,000

40	karyawan Seksi Personalia	4	2,700,000	10,800,000
41	Karyawan Seksi Humas	15	2,700,000	40,500,000
42	karyawan Seksi Keamanan	13	2,700,000	35,100,000
42	karyawan seksi kebersihan	10	800,000	8,000,000
44	Sopir	8	2,000,000	16,000,000
45	Dokter	1	5,000,000	5,000,000
46	Perawat	2	2,700,000	5,400,000
	JUMLAH	226		819,900,000

Total gaji pegawai 12 bulan = Rp819,900,000 x 12 bulan
= Rp9,838,800,000

E.6. Perhitungan Harga Produk

1. Asam Benzoat (C₆H₅COOH)

Produksi per jam = 6313.1313 kg

Harga C₃H₆O per kg = Rp 20,693 (Indianamart.com,2017)

Penjualan per tahun

= 6313.1313 kg/jam × 24 jam/hari × 330 hari/tahun Rp 20,693 /kg

= Rp 1,034,625,000,000

2. Asam Klorida (HCl)

Produksi per jam = 13923.6924 kg

Harga HCl per kg = Rp 1,335 (Indianamart.com,2017)

Penjualan per tahun

= 13923.6924 kg/jam × 24 jam/hari × 330 hari/tahun Rp 1,335 /kg

= Rp 147,217,984,239

E.7. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan		(E) = Rp.	35,627,457,119
2. Instrumen dan alat kontrol	20%	E	Rp. 7,125,491,424
3. Isolasi	9%	E	Rp. 3,206,471,141
4. Perpipaan terpasang	70%	E	Rp. 24,939,219,983
5. Listrik terpasang	15%	E	Rp. 5,344,118,568
6. Harga FOB (Jumlah 1-5)		(F)	Rp. 76,242,758,235
7. Ongkos angkut kapal	15%	(F)	Rp. 11,436,413,735
8. Harga C dan F (Jumlah 6-7)		(G)	Rp. 87,679,171,970

9. Biaya asuransi	1.0%	(G)	Rp.	876,791,719.7
10. Harga CIF (jumlah 8-9)			Rp.	88,555,963,690
11. Biaya angkut barang ke plant	15%		Rp.	13,283,394,554
12. Pemasangan alat	45%		Rp.	16,032,355,704
13. Bangunan pabrik	70%		Rp.	24,939,219,983
14. Tanah	6%		Rp.	2,137,647,427
15. Servis fasilitas	45%		Rp.	16,032,355,704
16. Biaya langsung DC (Jumlah 10-15)			Rp.	#####
b. Biaya Tak Langsung (IC)				
17. Engineering dan Supervisi	15%		Rp.	24,147,140,559
18. Ongkos Pemborong	20%		Rp.	32,196,187,412
19. Biaya tak terduga	15%		Rp.	0.15 FCI
Total Modal Tak Langsung (IC)			Rp.	56,343,327,971
c. Fixed Capital Investment (FCI)				
FCI = DC + IC				
= 160,980,937,061 + 56,343,327,971 + 0.15 FCI				
= Rp255,675,605,921				
d. Work Capital Investment (WCI)				
WCI = 15% x TCI				
= 15% x Rp300,794,830,495				
= Rp45,119,224,574				
e. Total Capital Investment (TCI)				
= FCI + WCI				
= Rp255,675,605,921 + Rp45,119,224,574				
= Rp300,794,830,495				
f. Modal Perusahaan				
Modal Sendiri (MS) = 70% FCI = Rp 178,972,924,145				
Modal Pinjaman (MP) = 30% FCI = Rp 76,702,681,776				

E.8. Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)				
- Bahan Baku			= Rp.	#####
- Tenaga Kerja	(TK)		= Rp.	9,838,800,000
- Pengawasan Langsung (SP)	20% (TK)		= Rp.	1,967,760,000
- Utilitas			= Rp.	66,323,155,391

- Pemeliharaan dan perbaikan (PP)	10%	FCI	= Rp.	25,567,560,592
- Operating Supplies	15%	PP	= Rp.	3,835,134,089
- Laboratorium	20%	TK	= Rp.	1,967,760,000
- Biaya Patent dan Royalti	5.0%	TPC	= Rp.	0.050 TPC
Biaya Produksi Langsung (DPC)			= Rp.	822,686,350,933
				0.050 TPC
b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)				
- Depresiasi alat	10%	FCI	= Rp.	25,567,560,592
- Depresiasi bangunan	3%	FCI	= Rp.	7,670,268,178
- Pajak Kekayaan	4%	FCI	= Rp.	10,227,024,237
- Asuransi	1.00%	FCI	= Rp.	2,556,756,059
- Bunga bank	12.25%	MP	= Rp.	9,396,078,518
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)			= Rp.	55,417,687,583
c. Biaya Overhead Pabrik				
- Biaya Overhead	70%	TK + SP + PP	= Rp.	26,161,884,414
d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences)				
- Biaya Administrasi	15%	TK+SP+PP	= Rp.	5,606,118,089
- Biaya distribusi dan pemasaran	3%	TPC	= Rp.	3% TPC
- Biaya LITBANG	5%	TPC	= Rp.	5% TPC
- Financing	3%	TPC	= Rp.	3% TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)			= Rp.	5,606,118,089
				+ 0.11 TPC
e. Biaya Produksi Total (TPC)				
TPC	=	DPC + FC + Biaya Overhead + GE		
	=	Rp 909,872,041,020 + 0.16 TPC		
TPC	=	Rp1,083,181,001,214		
Maka,				
DPC	=	Rp909,872,041,020 + 0.05 TPC		
	=	Rp964,031,091,080.68		
GE	=	Rp 5,606,118,089 + 11.0% TPC		
	=	Rp 124,756,028,222		

ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan Nomor 36 Tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan:

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 250.000.000,-
- 30% untuk laba > Rp. 500.000.000,-

Asumsi yang di ambil adalah:

- a, Bunga kredit Bank Mandiri sebesar 12.25% per tahun (www.bi.go.id)
- b. Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi :
 - Tahun I : 60% produksi total
 - Tahun II : 80% produksi total
 - Tahun III : 100% produksi total

1. Laba Perusahaan

Laba perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk

Total penjualan = Rp 1,181,842,984,239 (Kapasitas 100%)

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi
 = Rp 1,181,842,984,239 - Rp1,083,181,001,214
 = Rp98,661,983,024

Pajak Penghasilan = 30% x Laba Kotor
 = 30% x Rp98,661,983,024
 = Rp29,598,594,907

Laba bersih = Laba kotor - pajak penghasilan
 = Rp98,661,983,024 - Rp29,598,594,907
 = Rp69,063,388,117

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{abt})

C_{Abt} = Laba kotor + Depresiasi alat
 = Rp98,661,983,024 + Rp25,567,560,592
 = Rp124,229,543,616

Nilai penerimaan Cash Flow setelah Pajak (C_{Aat})

C_{Aat} = Laba Bersih + Depresiasi alat
 = Rp69,063,388,117 + Rp25,567,560,592
 = Rp94,630,948,709

2. Laju Pengembalian Modal

ROI adalah Pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal

a. ROI seblum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp}98,661,983,024}{255,675,605,921} \times 100\% = 39\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp}69,063,388,117}{\text{Rp}255,675,605,921} \times 100\% \\ &= 27\% \text{ dari modal investasi} \\ &= 27\% \times \text{Rp}255,675,605,921 \\ &= \text{Rp}69,063,388,117 \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi

$$\begin{aligned} \text{POT}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp}255,675,605,921}{\text{Rp}124,229,543,616} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2.1 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp}255,675,605,921}{\text{Rp}94,630,948,709} \\ &= 2.7 \text{ tahun} \end{aligned}$$

4. Break Even Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi

$$\text{BEP} = \frac{(\text{FC} + 0,3 \text{ SVC})}{(\text{S} - 0,75\text{SVC} - \text{VC})} \times 100\%$$

a. Biaya tetap (FC)

$$\text{Total Biaya Tetap (FC)} = \text{Rp } 55,417,687,583$$

b. Biaya Variabel (VC)

$$\text{Bahan Baku pertahun} = \text{Rp } 713,186,180,861$$

$$\text{Biaya Utilitas pertahun} = \text{Rp } 66,323,155,391$$

$$\text{Royalties} = \text{Rp } 54,159,050,061$$

$$\text{Total Biaya Variabel (VC)} = \text{Rp } 833,668,386,313$$

c. Biaya Semi Variabel

$$\text{Biaya Umum (GE)} = \text{Rp } 124,756,028,222$$

$$\text{Biaya Overhead} = \text{Rp } 26,161,884,414$$

$$\text{Plant Supplies} = \text{Rp } 3,835,134,089$$

$$\text{Pengawasan Laboratorium dan kontrol} = \text{Rp } 1,967,760,000$$

$$\text{Buruh pabrik langsung} = \text{Rp } 9,838,800,000$$

$$\text{Pengawasan Langsung} = \text{Rp } 1,967,760,000$$

$$\text{Pemeliharaan dan Perbaikan} = \text{Rp } 25,567,560,592$$

$$\text{Total Biaya Semi Variabel (SVC)} = \text{Rp } 194,094,927,318$$

d. Harga Penjualan

$$\text{S} = \text{Rp } 1,181,842,984,239$$

maka,

$$\text{BEP} = \frac{(\text{FC} + 0,3 \text{ SVC})}{(\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC})} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp } 55,417,687,583 + 0.3 \times \text{Rp}194,094,927,318}{\text{Rp } 1,181,842,984,239 - 0.7 \times \text{Rp}833,668,386,313} \times 100\%$$

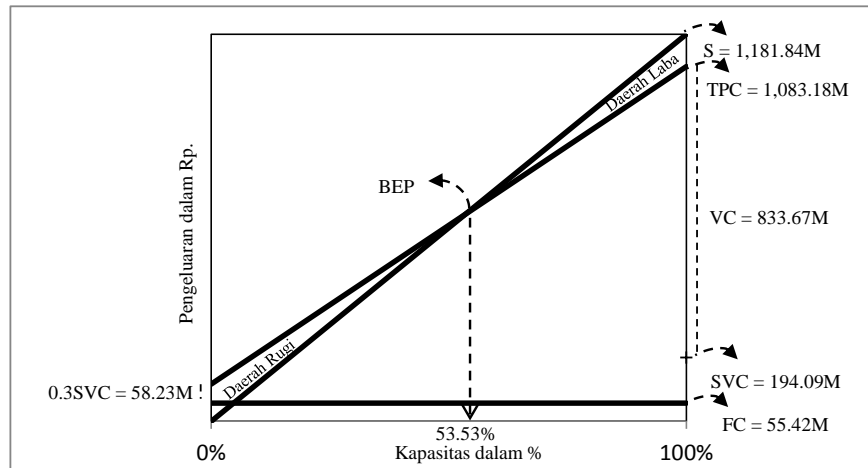
$$= \frac{\text{Rp } 55,417,687,583 + 0.3 \times \text{Rp}194,094,927,318}{\text{Rp } 1,181,842,984,239 - 0.7 \times \text{Rp}833,668,386,313} \times 100\%$$

$$= 53.53\%$$

Titik BEP terjadi pada kapas = 53.5% × 50,000 ton/tahun : 26,764 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Asam Benzoat berada diantara nilai 40-60% sehingga

nilai BEP diatas memadai.



Grafik E.1. Grafik *Break Even Point* (BEP)

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

Dimana :

PB_i = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

sehingga,

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

$$\frac{PB_i}{Rp69,063,388,117} = \frac{[100 - 53.53\%] - [100 - 60\%]}{[100 - 53.53\%]}$$

$$PB_i = Rp44,932,292$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$C_A = \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= Rp \quad 44,932,292 + Rp25,567,560,592$$

$$= Rp \quad 25,612,492,884$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{100 - BEP - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
 PB = keuntungan pada kapasitas 100%
 % kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100\% - \text{kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

$$\frac{PBi}{Rp69,063,388,117} = \frac{[100 - 53.53\%] - [100 - 80\%]}{[100 - 53.53\%]}$$

$$PBi = Rp183,802,425$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua :

$$C_A = \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= Rp \quad 183,802,425 + Rp \quad 25,567,560,592$$

$$= Rp \quad 25,751,363,017$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

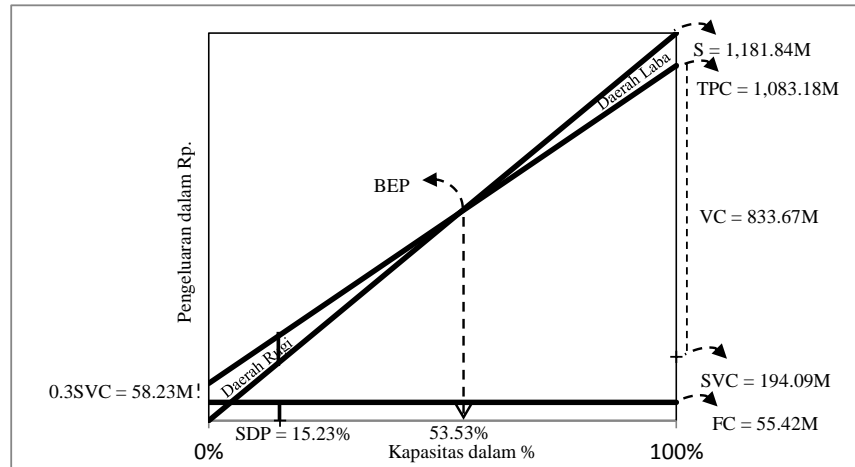
$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - VC} \times 100\%$$

$$= 15.23\%$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas penjualan,

$$= 15.23\% \times Rp1,181,842,984,239$$

$$= Rp180,003,797,077$$



Grafik E.2. Kapasitas pada Keadaan Shut Down Rate

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa konstruksi selama 2 tahun,

(tahun ke-1 = 40% dan tahun ke-2 = 60%)

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times FCI \times (1+i)^2 \\ &= 40\% \times \text{Rp } 255,675,605,921 \times 1.26000625 \\ &= \text{Rp } 128,861,144,573 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times FCI \times (1+i)^1 \\ &= 60\% \times \text{Rp } 255,675,605,921 \times 1.26 \\ &= \text{Rp } 193,291,716,860 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\ &= -\text{Rp } 193,291,716,860 - \text{Rp } 128,861,144,573 \\ &= -\text{Rp } 322,152,861,433 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Dimana:

- Fd = Faktor diskos
 C_A = Cash Flow Setelah Pajak
i = Tingkat bunga bank
n = Tahun ke-*n*

Tabel E.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun	Cash Flow (C_A)	Fd	NPV
ke -	(Rp)	$i = 12.25\%$	(Rp)
0	-322,152,861,433	1	-322,152,861,433
1	25,612,492,884	0.8909	22,817,365,598
2	25,751,363,017	0.7936	20,437,488,319
3	94,630,948,709	0.7070	66,907,398,672
4	94,630,948,709	0.6299	59,605,700,376
5	94,630,948,709	0.5611	53,100,846,660
6	94,630,948,709	0.4999	47,305,876,757
7	94,630,948,709	0.4453	42,143,320,051
8	94,630,948,709	0.3967	37,544,160,402
9	94,630,948,709	0.3534	33,446,913,498
10	94,630,948,709	0.3149	29,796,804,898
WCI			45,119,224,574
Total			136,072,238,375

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

7. IRR (Internal Rate Of Return)

Tabel E.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun	Cash Flow (C_A)	NPV ₁ (Rp)	NPV ₂ (Rp)
ke -	(Rp)	$i = 0.18$	$i = 0.22$
0	-322,152,861,433	-322,152,861,433	-322,152,861,433
1	25,612,492,884	21,705,502,444	20,993,846,626
2	25,751,363,017	18,494,227,964	17,301,372,626
3	94,630,948,709	57,595,316,895	52,113,915,212
4	94,630,948,709	48,809,590,589	42,716,323,944
5	94,630,948,709	41,364,059,821	35,013,380,282
6	94,630,948,709	35,054,287,984	28,699,492,034
7	94,630,948,709	29,707,023,715	23,524,173,799

8	94,630,948,709	25,175,443,827	19,282,109,671
9	94,630,948,709	21,335,121,887	15,805,007,927
10	94,630,948,709	18,080,611,769	12,954,924,530
	WCI	45,119,224,574	45,119,224,574
	Total	40,287,550,037	-8,629,090,207

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

Sehingga,

$$IRR = 18\% + \frac{40,287,550,037}{40,287,550,037 - -8,629,090,207} \times (0.22 - 0.18)$$

$$= 21.3\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh IRR 21.3% per tahun

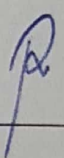
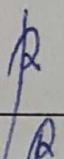
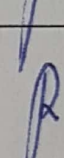
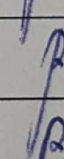
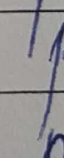
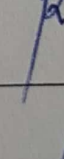
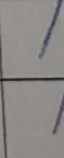
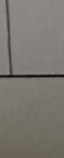

Karena harga IRR lebih besar dari bunga ban 12.25% ,maka Pabrik Asam Benzoat ini layak didirikan.

LEMBAR KONSULTASI BIMBINGAN SKRIPSI

Nama : Anastasia Priscilia
 Bunga Kartika R.
 NIM : 1614903
 NIM : 1614904

Judul Skripsi : Pra Rencana Pabrik Pabrik Asam Benzoat Dari Toluen dan Klorin Dengan Proses Benzotrichlorid Kapasitas 50.000 Ton/Tahun.

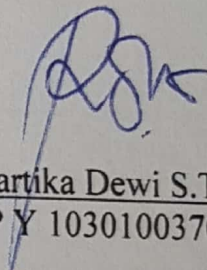
Mulai Bimbingan : 17 September 2017
 Selesai Bimbingan : 07 Januari 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf
1.	24 September 2017	- Analisa Pasar - Uraian Proses	
2.	1 Oktober 2017	- Uraian Proses - Kapasitas	
3.	8 Oktober 2017	- Flowsheet	
4.	15 Oktober 2017	- Flowsheet - Neraca Massa	
5.	29 Oktober 2017	- Neraca Massa	
6.	5 November 2017	- Neraca Panas	
7.	12 November 2017	- Neraca Panas	
8.	19 November 2017	- Neraca Panas - Spesifikasi alat	
9.	26 November 2017	- Spesifikasi alat	
10.	3 Desember 2017	- Alat Utama Reaktor dan Distilasi	
11.	17 Desember 2017	- Utilitas - Tata letak	

		- Keselamatan kerja	
12.	24 Desember 2017	- Analisa Ekonomi	
13.	31 Desember 2018	- Makalah Seminar Skripsi	P
		- Pembahasan Bab 1 – Bab 12	P
14.	7 Januari 2018	- Makalah Seminar Skripsi	P

Malang, 07 Januari 2018

Menyetujui,
Dosen Pembimbing


Rini Kartika Dewi S.T., M.T.
NIP Y 1030100370



INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1) Yang di adakan pada :

Hari : Sabtu

Tanggal : 20-01-2018

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Bungo Kartiko / Anastasia Priscilla

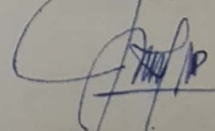
Nim : 1614904 / 16.14.903

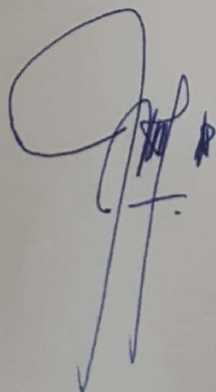
Perbaikan tersebut meliputi :

- 1. Gambar aliran tdk boleh putus (s)
- 2. Distilasi \Rightarrow Neraca Massa Masuk & keluar hanya 1 bes? ?
- 3. Jenis semua HE & spesifikasi alat?
- 4. Neraca panas pada Reactor \Rightarrow $\Delta H_{reaktan}$ bedanya dg $\Delta H_{reaktan}$ Untuk Massa bahan.

Malang, Sabtu 20-01-2018

Dosen Penguji


(Muyassaroh)





INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1) Yang di adakan pada :

Hari : Sabtu

Tanggal : 20 - 01 - 2018

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Anastasio Priscillia / Bunga Kartika

Nim : 1614903 / 1614904

Perbaikan tersebut meliputi :

1. Perbaiki / Variasi Kapasitas, Segi Ekonomis, Gambar pada flowsheet (kristalisasi) ✓
2. Data pteu / mengaitkan prodi kristalisasi pada suhu 30°C ✓
3. Pertimbangan / mengkilaukan Disklasi I. ✓
4. Perbaiki utilitas :
5. - " - Struktur organisasi (sistem pengajaran)

Malang, 20 - 01 - 2018

Dosen Penguji

Dwi A.A. ST.MT

Dwi A.A. ST.MT