

PRA RENCANA PABRIK

**KLOROBENZEN (C_6H_5Cl) DARI KLOR (Cl_2) DAN
BENZEN (C_6H_6) DENGAN PROSES KLORINASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR KLORINATOR**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

WAHYU SRI SUDEWI 0914018



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2013**

MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR

**RE: (10) FOLIO 1744 (10, 11, 12) MEMORANDUM
MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR (10, 11, 12) MEMORANDUM
MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR (10, 11, 12) MEMORANDUM**

**MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR
MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR**

MEMORANDUM

MEMORANDUM

MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR

**MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR
MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR
MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR
MEMORANDUM FOR THE DIRECTOR**

PRA RENCANA PABRIK
KLOROBENZEN (C₆H₅Cl) DARI KLOR (Cl₂) DAN
BENZEN (C₆H₆) DENGAN PROSES KLORINASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR KLORINATOR

SKRIPSI

Disusun Oleh :

WAHYU SRI SUDEWI 0914018



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2013

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**KLOROBENZEN (C₆H₅Cl) DARI KLOR (Cl₂) DAN
BENZEN (C₆H₆) DENGAN PROSES KLORINASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR KLORINATOR**

SKRIPSI

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

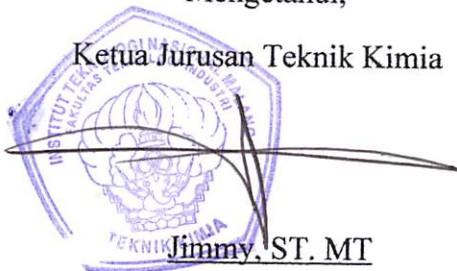
Disusun Oleh :

WAHYU SRI SUDEWI 0914018

Malang, 30 Juli 2013

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

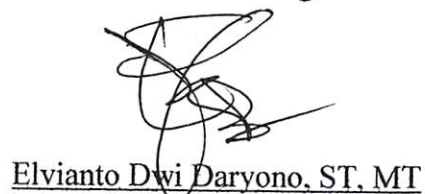


Jimmy, ST, MT

NIP.Y.103.9900.330

Menyetujui,

Dosen Pembimbing



Elvianto Dwi Daryono, ST, MT

NIP.P. 103.0000.351

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : WAHYU SRI SUDEWI
NIM : 0914018
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : KLOBENZEN (C₆H₅Cl) DARI KLOB (Cl₂) DAN
BENZEN (C₆H₆) DENGAN PROSES KLOBINASI
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :
Hari : Kamis
Tanggal : 01 Agustus 2013
Nilai : B+

Ketua,



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

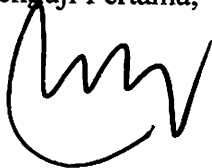
Sekretaris,



M. Istnaeny Huda, ST, MT
NIP Y 1030400400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



Ir. Harimbi Setyawati, MT
NIP 196303071992032002

Penguji Kedua,



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : WAHYU SRI SUDEWI
NIM : 0914018
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

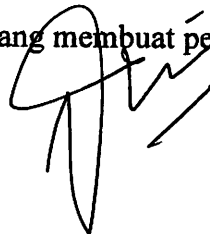
PRA RENCANA PABRIK

KLOROBENZEN (C_6H_5Cl) DARI KLOR (Cl_2) DAN BENZEN (C_6H_6) DENGAN PROSES KLORINASI KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR KLORINATOR

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, 30 Juli 2013

Yang membuat pernyataan,



WAHYU SRI SUDEWI

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan nikmat dan hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul *Pra Rencana Pabrik Klorobenzen (C_6H_5Cl) Dari Klor (Cl_2) Dan Benzen (C_6H_6) Dengan Proses Klorinasi Kapasitas 15.000 Ton/Tahun.*

Skripsi ini diajukan sebagai syarat dalam menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata Satu (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang. Atas terselesaikannya skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Soeparno Djiwo, MT., selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Ir. Anang Subardi, MT., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Jimmy, ST., MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Elvianto Dwi Daryono, ST, MT., selaku dosen pembimbing.
5. Dosen-Dosen Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan besar dalam terselesaikannya skripsi ini.
6. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu-persatu, yang membantu terselesaikannya skripsi ini.

Penyusun mengharapkan agar skripsi ini dapat berguna, terutama bagi seluruh mahasiswa Jurusan Teknik Kimia. Penyusun menyadari bahwa skripsi ini jauh dari sempurna sehingga kritik dan saran yang sifatnya membangun sangat penyusun harapkan.

Malang, 01 Agustus 2013

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERSETUJUAN.....	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	viii
ABSTRAK.....	ix
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 PERALATAN.....	V – 1
BAB VI RANCANGAN 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 ORGANISASI PERUSAHAAN.....	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI.....	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN DAN SARAN.....	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA.....	
APPENDIKS	
A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A – 1
B PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	B – 1
C SPESIFIKASI ALAT.....	C – 1
D UTILITAS.....	D – 1
E PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	E – 1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Sifat fisika dan kimia Benzen	I – 2
Tabel 1.2	Sifat fisika dan kimia Klorin	I – 3
Tabel 1.3	Sifat fisika dan kimia Natrium Hidroksida	I – 3
Tabel 1.4	Sifat fisika dan kimia Feri Klorida	I – 3
Tabel 1.5	Sifat fisika dan kimia Klorobenzen	I – 4
Tabel 1.6	Sifat fisika dan kimia Asam Klorida.....	I – 4
Tabel 1.7	Sifat fisika dan kimia Diklorobenzen.....	I – 5
Tabel 1.8	Data import Klorobenzen di Indonesia.....	I – 5
Tabel 2.1	Perbandingan proses pembuatan Klorobenzen.....	II – 3
Tabel 7.1	Instrumentasi peralatan pabrik.....	VII – 3
Tabel 7.2	Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Klorobenzen.....	VII – 8
Tabel 9.1	Pemilihan lokasi dengan nilai tertinggi.....	IX – 4
Tabel 9.2	Perkiraan luas pabrik Klorobenzen.....	IX – 12
Tabel 10.1	Jadwal kerja karyawan.....	X – 9
Tabel 10.2	Perincian kebutuhan tenaga kerja.....	X – 12
Tabel 10.3	Perincian gaji karyawan.....	X – 14

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Pembuatan Klorobenzen dengan proses rasching.....	II- 2
Gambar 1.2	Pembuatan Klorobenzen dengan proses klorinasi.....	II - 2
Gambar 9.1	Peta lokasi pabrik Klorobenzen.....	IX - 5
Gambar 9.2	Tata letak pabrik.....	IX - 7
Gambar 9.3	Tata letak peralatan pabrik.....	IX - 10
Gambar 10.1	Struktur organisasi.....	X - 17

**PRA RENCANA PABRIK
KLOBENZEN (C₆H₅Cl) DARI KLOR (Cl₂) DAN BENZEN (C₆H₆) DENGAN
PROSES KLORINASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :
Wahyu Sri Sudewi 09.14.018

Dosen Pembimbing :
Elvianto Dwi Daryono, ST, MT

ABSTRAK

Klorobenzen adalah senyawa kimia yang terbuat dari karbon (C), klorin (Cl), dan hidrogen (H). Klorobenzen merupakan cairan dengan rumus kimia C₆H₅Cl, dengan viskositas 0,7 cp dan densitas 1,11 g/cm³. Klorobenzen ini bersifat mudah terbakar, beracun dan mudah menguap. Kegunaan klorobenzen ini sangat luas diantaranya: Klorobenzen digunakan dalam proses industri dan kimia sintetis, digunakan untuk memproduksi DDT, fenol, nitrobenzen, pelarut untuk cat dan juga pelarut untuk perekat, poles, dan malam. Penggunaan utama klorobenzen adalah sebagai perantara dalam produksi nitroklorobenzen dan oksida difenil, yang penting dalam produksi komoditas seperti herbisida, zat warna, dan karet. Klorobenzen juga digunakan sebagai pelarut titik didih tinggi dalam sintesis organik serta banyak aplikasi industri lainnya. Proses yang digunakan pada pembuatan klorobenzen (C₆H₅Cl) adalah proses klorinasi yaitu dengan mereaksikan antara benzen (C₆H₆) dan klorin (Cl₂) dengan bantuan katalis FeCl₃.

Pabrik klorobenzen ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Balongan, Indramayu, Jawa Barat dengan kapasitas 15.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2018. Sistem operasi yang diterapkan adalah sistem kontinyu dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) . Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan TCI= Rp. 209.058.987.962, ROI setelah pajak =63,88%, ROI sebelum pajak =38,33%, IRR= 27,52%, POT= 2,6 tahun, BEP= 39,99%. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik klorobenzen ini layak untuk didirikan.

Kata kunci: klorobenzen, klorinasi

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan Industri dewasa ini merupakan bagian dari usaha ekonomi jangka panjang, yang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang lebih baik dan seimbang yaitu struktur ekonomi dengan dititik-beratkan pada industri maju yang dan didukung oleh ekonomi yang tangguh. Indonesia saat ini tengah memasuki era globalisasi dalam segala bidang yang menuntut tangguhnya sektor industri dan bidang-bidang lain yang saling menunjang. Hal ini tentunya memacu kita untuk lebih meningkatkan dalam melakukan terobosan-terobosan baru sehingga produk yang dihasilkan mempunyai daya saing, efisien, efektif, dan disamping itu haruslah tetap akrab dan ramah terhadap lingkungan.

Dalam menanggapi situasi tersebut dari dalam upaya untuk mengurangi ketergantungan import produk petrokimia, pemerintah menetapkan peraturan yang mendorong perkembangan industri tersebut. Sejalan dengan itu industri petrokimia di Indonesia seperti industri klorobenzene, juga turut berkembang. Mengingat bahan kimia klorobenzen merupakan salah satu yang diimpor saat ini, maka perlu didirikan industri sendiri agar ketergantungan dengan negara lain dapat diatasi dan lapangan kerja barupun ikut tercipta.

Klorobenzen pertama kali dikenalkan pada tahun 1851. Saat ini diproduksi dengan proses klorinasi dari benzena dengan adanya sejumlah katalis asam Lewis seperti besi klorida dan anhidrat aluminium klorida. Klorobenzen adalah senyawa kimia yang terbuat dari karbon (C), klorin (Cl), dan hidrogen (H). Klorobenzen biasa disebut juga dengan benzena klorida, benzena monoklorida, monoklorobenzene, dan fenil klorida. Bahan kimia ini paling sering ditemui dalam bentuk cair dan molekulnya sendiri adalah senyawa aromatik berbentuk cincin. Klorobenzene diklasifikasikan sebagai hidrokarbon aromatik dengan bentuk cincin yang terdiri dari enam atom karbon, disebut cincin benzena.^[20]

Upaya produksi klorobenzene saat ini sedang dikembangkan menggunakan bahan baku benzene, klorin, natrium hidroksida dan katalis FeCl_3 . Bahan baku

benzene semula harus diimport dari negara Jepang dan Amerika. Namun saat ini benzene telah diproduksi oleh beberapa industri di Indonesia, antara lain PT. Pertamina yang merupakan produk non BBM. Begitupun natrium hidroksida sudah dipenuhi dalam negeri. Sedangkan katalis FeCl_3 masih harus diimport dari negara Jepang, Amerika, Jerman, Cina dan Singapura.^[8]

Saat ini untuk memenuhi kebutuhan klorobenzene di Indonesia masih diimport dari Jepang, India, Amerika, Jerman, Korea, Cina dan Malaysia. Diperkirakan kebutuhan klorobenzene di Indonesia akan semakin meningkat sejalan dengan perkembangan dari negara berkembang menjadi negara industri.^[2]

1.2. Penggunaan

Penggunaan secara luas dari klorobenzene itu sendiri antara lain:

1. Klorobenzen digunakan dalam proses industri dan kimia sintetis, digunakan untuk memproduksi DDT, fenol, dan nitrobenzen.
2. Klorobenzen digunakan juga dalam industri pelarut untuk cat dan juga pelarut untuk perekat, poles, dan malam.
3. Penggunaan utama klorobenzen adalah sebagai perantara dalam produksi nitroklorobenzen dan oksida difenil, yang penting dalam produksi komoditas seperti herbisida, zat warna, dan karet. Klorobenzen juga digunakan sebagai pelarut titik didih tinggi dalam sintesis organik serta banyak aplikasi industri.
4. Hasil samping dari produksi klorobenzen yaitu diklorobenzen digunakan sebagai intermediet kimia dalam sintesis pewarna, pestisida, dan produk industri lainnya.^[20]

1.3. Sifat Fisika dan Sifat Kimia Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

1.3.1. Bahan Baku

A. Benzene

Tabel 1.1. Sifat Fisika dan Kimia Benzene

Sifat-sifat kimia		Sifat-sifat fisika	
Rumus kimia	: C_6H_6	Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 78,11 gr/mol	Warna	: Tidak berwarna
Sifat utama	: Beracun, mudah terbakar	Densitas	: 0,8786 g/mL
		Viskositas	: 0,652 cP (25°C)
		Titik Didih	: 80,1°C

	Titik Leleh : 5,5°C
	Spesifik gravity : 0,8787 (15°C)
	Kelarutan dalam air : 0,8 g/L (25°C)

Sumber: MSDS benzene, 2012

B. Klorin

Tabel 1.2. Sifat Fisika dan Kimia Klorin

Sifat-sifat kimia	Sifat-sifat fisika
Rumus kimia : Cl	Bentuk : Gas
Berat molekul : 70,906 g/mol	Warna : Kuning kehijauan
Sifat utama : Tidak mudah terbakar, iritan, beracun	Densitas : 3,214 kg/m ³
	Viskositas : 0,01327cP (20°C)
	Titik Didih : -34,9°C
	Titik Leleh : -101°C
	Spesifik gravity : 1,56 (-33,6°C)
	Kelarutan dalam air : -

Sumber: MSDS chlorin, 2012

1.3.2. Bahan Pembantu

A. Natrium Hidroksida

Tabel 1.3.. Sifat Fisika dan Kimia Natrium Hidroksida

Sifat-sifat kimia	Sifat-sifat fisika
Rumus kimia : NaOH	Bentuk : Padatan
Berat molekul : 40 g/mol	Warna : Putih
Sifat utama : Tidak mudah terbakar, iritan.	Densitas : 2,1 g/cm ³
	Viskositas : 0,0274 lb/ft
	Titik Didih : 1388°C
	Titik Leleh : 323°C
	Spesifik gravity : 2,13 (25°C)
	Kelarutan dalam air : 111g/100ml(20°C)

Sumber: MSDS Natrium Hidroksida, 2012

B. Ferri Klorida

Tabel 1.4. Sifat Fisika dan Kimia Ferri Klorida

Sifat-sifat kimia	Sifat-sifat fisika
Rumus kimia : FeCl ₃	Bentuk : Padatan
Berat molekul : 162.21g/mol	Warna : Hijau gelap (jika terkena refleksi)
Sifat utama : Tidak mudah	

terbakar, iritan.	cahaya) dan ungu kemerahan (jika terkena transmisi cahaya)
	Densitas : 16,7562 lb/ft ³
	Viskositas : -
	Titik Didih : 316°C
	Titik Leleh : 306°C
	Spesifik gravity : 2,9 (25°C)
	Kelarutan dalam air : -

Sumber: MSDS Ferri Klorida, 2012

1.3.3. Produk Utama

A. Klorobenzene

Tabel 1.5. Sifat Fisika dan Kimia Klorobenzene

Sifat-sifat kimia		Sifat-sifat fisika	
Rumus kimia	: C ₆ H ₅ Cl	Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 112,56 g/mol	Warna	: Tidak berwarna
Sifat utama	: Mudah terbakar, bersifat racun, mudah menguap.	Densitas	: 1,11 g/cm ³
		Viskositas	: 0,7 cp
		Titik Didih	: 132°C
		Titik Leleh	: -45,6°C
		Spesifik gravity	: 1,1058 (25°C)
		Kelarutan dalam air	: -

Sumber: MSDS Natrium Klorobenzene, 2012

1.3.4. Produk Samping

A. Asam Klorida

Tabel 1.6. Sifat Fisika dan Kimia Asam Klorida

Sifat-sifat kimia		Sifat-sifat fisika	
Rumus kimia	: HCl	Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 36,46 g/mol	Warna	: Kekuningan
Sifat utama	: Korosif, beracun	Densitas	: 1,18 g/cm ³
		Viskositas	: 1,9 mPa's pada 25°C, larutan 31,5%
		Titik Didih	: 48°C (larutan 38%)
		Titik Leleh	: -27,32°C (larutan 38%)
		Spesifik gravity	: -
		Kelarutan dalam air	: -

Sumber: MSDS Asam Klorida, 2012

B. Diklorobenzene

Tabel 1.7. Sifat Fisika dan Kimia Diklorobenzene

Sifat-sifat kimia		Sifat-sifat fisika	
Rumus kimia	: $C_6H_4Cl_2$	Bentuk	: Cair
Berat molekul	: 147 g/mol	Warna	: Kekuningan
Sifat utama	: Korosif, beracun, iritan	Densitas	: $1,30 \text{ g/cm}^3$
		Viskositas	: 0,65 cp
		Titik Didih	: 180°C
		Titik Leleh	: $-17,6^\circ\text{C}$
		Spesifik gravity	: 1,3059 (25°C)
		Kelarutan dalam air	: Kurang larut dalam air tetapi larut dalam pelarut yang paling organik

Sumber: MSDS Diklorobenzene, 2012

1.4. Perhitungan Kapasitas Pabrik

Data statistik klorobenzene yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2006-2012 terlihat pada table 1.8. Untuk mengetahui kebutuhan klorobenzene di Indonesia dapat diketahui dari besarnya import dan kenaikan import tiap tahunnya.

Tabel 1.8. Data import klorobenzene di Indonesia

Tahun	Import (kg/tahun)	Kenaikan Import (%)
2006	3.676.975	-
2007	4.449.297	21,00
2008	4.982.368	11,98
2009	5.283.924	6,05
2010	2.756.179	-47,84
2011	5.316.655	92,90
2012	4.970.046	-6,52
Rata-rata kenaikan import (%)		12,93

Sumber: Badan Pusat Statistik (BPS)

Dari data tabel 1.8 di atas dapat dihitung kapasitas pabrik klorobenzene yang akan dibangun pada tahun 2018, sebagai berikut:

$M = M_0 \times (1 + i)^n$, dimana: M = jumlah kenaikan pada tahun 2018

M_0 = jumlah kenaikan pada tahun 2012

n = selisih tahun (2018-2012 = 6 tahun)

i = prosentase kenaikan

Perkiraan import (M_1) klorobenzene pada tahun 2018 dengan kenaikan rata-rata import 12,93% adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_1 &= M_0 \times (1+i)^n \\ &= 4.970.046 \times (1+0,1293)^6 \\ &= 10.308.996 \text{ kg/tahun} \\ &= 10.308,996 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Jadi perkembangan jumlah import pada tahun 2018 dapat diperkirakan mencapai 10.308,996 ton. Karena permintaan klorobenzen dunia semakin tinggi, maka 40% dari jumlah import diproyeksikan untuk orientasi ekspor (M_2). Sehingga perkiraan kapasitas produksi (M_3) pada tahun 2018 adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_3 &= M_1 + M_2 \\ &= M_1 + (40\% \times M_1) \\ &= 10.308,996 + 4.123,582 \\ &= 14.432,536 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Maka direncanakan pabrik klorobenzene yang akan mulai produksi pada tahun 2018 kapasitas produksinya adalah sebesar 15.000 ton/tahun. Pemilihan kapasitas tersebut dengan pertimbangan dapat memenuhi kebutuhan klorobenzene dalam negeri yang diperkirakan sebesar 10.308,996 ton pada tahun 2018 dan sisanya dapat diproyeksikan untuk orientasi ekspor.

Pabrik klorobenzene dengan kapasitas 15.000 ton per tahun ini direncanakan didirikan di Balongan, Provinsi Jawa Barat . Hal ini didasarkan selain daerah ini merupakan kawasan industri, hal ini didukung juga dengan kemudahan transportasi, pengadaan bahan baku, pemasaran produk serta faktor-faktor pendukung lain juga yang sangat memenuhi.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Proses pembuatan klorobenzen meliputi beberapa tahap, untuk itu pemilihan proses yang efisien dari aspek teknis maupun ekonomi menjadi pertimbangan terpenting untuk dasar pemilihan proses. Oleh sebab itu dilakukan seleksi terhadap berbagai proses pembuatan klorobenzen.

2.1. Macam Proses

Proses pembuatan klorobenzen dapat dilakukan melalui 2 proses yaitu:

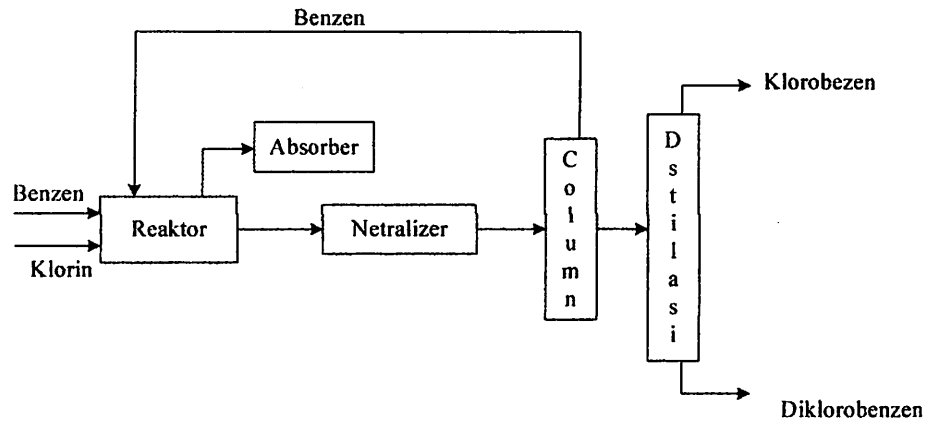
1. Proses Rasching
2. Proses klorinasi

Dari kedua proses di atas akan dipertimbangkan proses mana yang lebih menguntungkan untuk dapat digunakan dalam mendirikan pabrik. Kedua proses diatas memiliki persamaan pada bahan baku, sedangkan perbedaan dari kedua proses tersebut adalah jenis katalis, kondisi fase dari bahan baku yang akan digunakan untuk reaksi dan proses yang berlangsung untuk pembentukan klorobenzen.

2.1.1. Proses Rasching

Benzen diklorinasi oleh klorin yang terbentuk dari proses in situ dengan oksidasi katalitik dari hidrogen klorida. Pada proses Rasching ini harus dilakukan pemanasan pada campuran uap benzen, udara, steam dan HCl pada tekanan atmosfer dan suhu 220-260 °C dengan menggunakan katalis oksida tembaga. Pembakaran benzene meningkat sebanyak 2%t setiap seperempat dari jalannya reaksi. Klor dan benzen bereaksi pada fase gas pada suhu 400-500 °C. Kerugian dari proses ini adalah suhu reaksi yang digunakan melebihi titik didih benzen sehingga banyak benzen yang terbakar atau teruapkan yang pada akhirnya reaksi tidak terkontrol. Selain itu biaya produksi menjadi jauh lebih besar dan tidak ekonomis untuk pembuatan klorobenzen karena bahan baku yang digunakan dalam fase uap sehingga. Sehingga proses ini tidak lagi digunakan secara komersial.

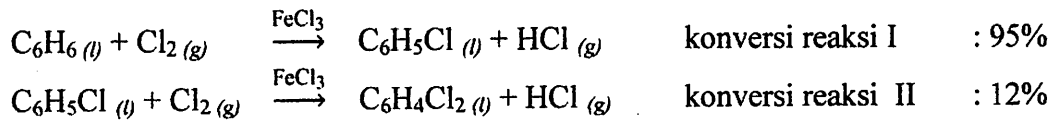
(Kirk Othmer Encyclopedia, volume 5)



Gambar 2.1 Blok diagram proses pembuatan klorobenzen dari benzene dan klor dengan proses rasching

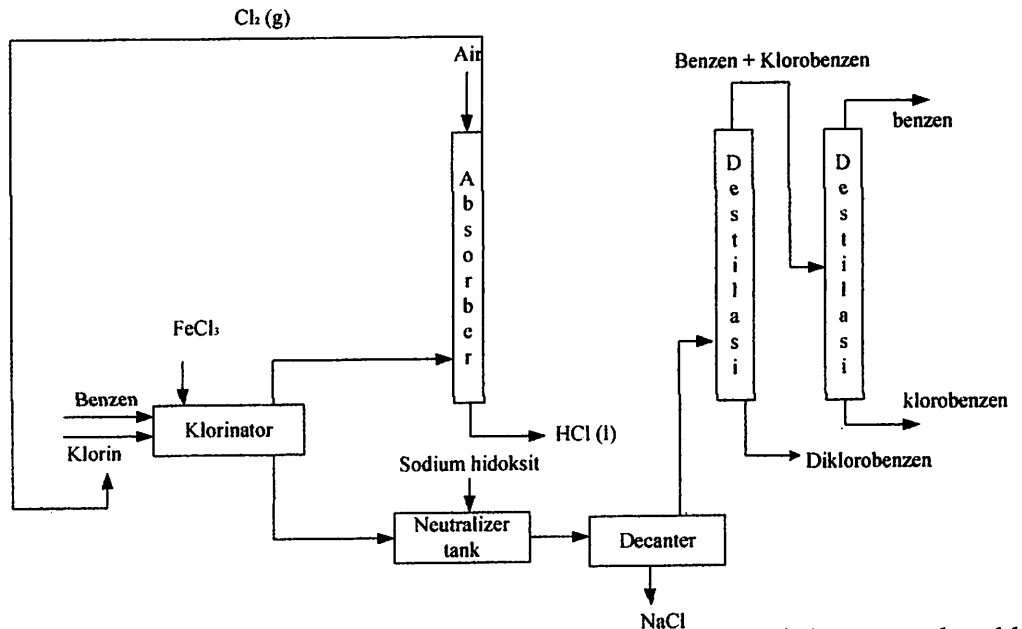
2.1.2. Proses klorinasi

Proses ini benzen masuk ke dalam klorinator dalam fase liquid dan diikuti penambahan katalis $FeCl_3$ sebanyak 1% berat benzen. Klor masuk ke klorinator berupa gas pada suhu $40\text{ }^\circ C$. Proses klorinasi berlangsung pada suhu $40\text{ }^\circ C$ melalui reaksi :



Produk keluaran klorinator yang berupa gas Cl_2 dan HCl dialirkan ke absorber.

Sedangkan produk yang berupa liquid (benzen, air, klorobenzen, diklorobenzen, HCl) akan dinetralkan dengan larutan $NaOH$ 20% di dalam tangki netralizer. Kemudian produk dimurnikan dengan melalui dua kali proses destilasi. (Faith Keyes & Cark, 1975)



Gambar 2.2 Blok diagram proses pembuatan klorobenzen dari benzene dan klor dengan proses klorinasi

2.2. Seleksi Proses

Untuk mendapatkan proses yang terbaik perlu menyeleksi macam proses yang ada. Berdasarkan kondisi pasar dimana klorobenzen banyak dihasilkan dari proses klorinasi sedangkan proses rasching sekarang sudah tidak digunakan lagi, maka sebagai pertimbangan untuk mempermudah pemilihan proses agar proses berlangsung secara efektif dan ekonomis maka dibawah ini adalah gambaran dari berbagai proses pembuatan klorobenzen.

Tabel 2.1. perbandingan proses pembuatan klorobenzen

Parameter	Proses	
	Rasching	Klorinasi
1. Aspek Teknis		
a. Proses		
- Bahan baku	Benzen, klor	Benzene, klor
- Fase bahan baku	Uap benzen	Benzene liquid
- Proses	Klorinasi	Klorinasi
- Konversi reaksi	-	95%
b. Kondisi operasi		
- Suhu	400-500 °C	40 °C
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Kemurnian produk	98%	99%
2. Aspek ekonomis		
Investasi	Besar	Rendah

Berdasarkan tabel perbandingan diatas maka dipilih proses pembuatan klorobenzen menggunakan proses klorinasi, karena:

1. Proses berlangsung pada fase cair pada suhu moderat dengan bantuan katalis akan menghasilkan lebih banyak produk utama klorobenzen dan sedikit produk samping yang berupa diklorobenzen.
2. Kemurnian yang didapatkan lebih tinggi.
3. Lebih menguntungkan karena suhu operasi 40 °C yang mana jauh dibawah titik didih benzen sehingga tidak ada benzen yang teruapkan sehingga reaksi bisa terkontrol dan laju pembentukan produk utama tinggi.

2.3. Uraian Proses

Pembuatan klorobenzen dengan proses klorinasi dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu:

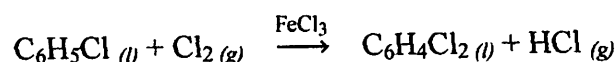
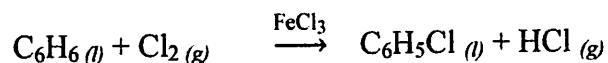
1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi klorinasi
3. Tahap netralisasi
4. Tahap pemurnian

2.3.1. Tahap persiapan bahan baku

Bahan baku berupa benzene dalam fase liquid dengan kemurnian 99,5% dari tangki penyimpanan (F-111A) dipompa (L-112A) ke dalam heater (E-113A) untuk dipanaskan sampai suhu 40 °C terlebih dahulu sebelum dimasukkan ke dalam klorinator (R-110). Demikian juga klor dengan kemurnian 99% disimpan dari tangki bertekanan (F-111B) masuk ke ekspander (G-114) untuk menurunkan tekanan 9 atm menjadi 1 atm kemudian masuk heater (E-113B) untuk dipanaskan sampai suhu 40 °C, dan katalis yang digunakan FeCl_3 disimpan pada bin (F-115).

2.3.2. Tahap reaksi klorinasi

Proses reaksi antara benzen dan klorin terjadi pada klorinator (R-110) dengan suhu 40 °C dan tekanan 1 atm. Reaksinya mencapai 2 tahap, yaitu:

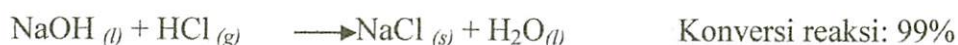


Pada reaksi ditambahkan katalis FeCl_3 sebanyak 1% dari benzen yang dimasukkan. Konversi reaksi pada reaksi pertama adalah 95% dan pada reaksi ke dua 12%. Perbandingan stoikiometri yang digunakan untuk benzen dan klor untuk reaksi yaitu 1:1, sedangkan untuk perbandingan mol benzene : klor yaitu 1:1,2 dengan excess Cl_2 sebesar 20% dan benzene sebagai limiting reaktan. Proses ini berjalan dengan penambahan FeCl_3 sebanyak 1% dari benzen yang dimasukkan. Reaksi yang terjadi berlangsung secara eksotermis, sehingga untuk mempertahankan suhu digunakan jaket pendingin.

2.3.3. Tahap netralisasi

Produk atas yang terbentuk dari klorinator (R-110) yang berupa gas HCl dan gas Cl_2 masuk ke dalam absorber (D-117), tujuannya untuk memisahkan gas Cl_2 dan gas HCl. Proses penyerapan pada absorber dilakukan dengan menggunakan air pada suhu

30 °C. Sehingga produk atas berupa gas Cl₂ dan produk bawah yang terbentuk larutan HCl 40,23% yang kemudian dipompakan (L-112B) pada tangki penyimpanan (F-119). Produk hasil klorinasi berupa liquid dialirkan ke dalam netralizer (R-120) untuk dinetralisasi. Di dalam netraliser dilakukan pengadukan dan ditambahkan NaOH 20% yang bertujuan untuk menetralsiasi 10% HCl yang tidak bereaksi supaya tidak menyebabkan korosi pada peralatan. NaOH dari tangki penyimpanan (F-122) yang kemudian dipompa (L-123) ke tangki pengencer (M-124). Reaksi yang terjadi pada neutralizer, yaitu:



Produk yang dihasilkan dari proses ini adalah diklorobenzen, klorobenzen, benzene yang tidak bereaksi, NaCl, dan air kemudian dialirkan menuju decanter (H-132) untuk memisahkan NaCl dan air yang terbentuk dari campuran diklorobenzen, klorobenzen, benzene.

2.3.4. Tahap prose pemurnian

Pemurnian klorobenzen dilakukan dengan proses destilasi yang dilakukan sebanyak dua kali. Produk keluaran dari decanter (H-132) yaitu diklorobenzen, klorobenzen, benzene, air, dimasukkan ke dalam destilasi I (D-130) dengan suhu 40 °C kemudian produk atas masuk ke dalam kondensor (E-141A) untuk dirubah dari fase gas ke cair. Produk atas berupa benzen, dan chlorobenzene di tampung dalam tangki akumulator (F-142 A). Sedangkan produk bawah berupa diklorobenzen dimasukkan ke dalam reboiler (E-134). Produk atas dipompa (L-143A) ke cooler (E-144A) sebelum masuk ke dalam destilasi II (D-140) dengan suhu 40°C. Produk atas berupa benzen, masuk ke dalam kondensor (E-141B) untuk merubah fase gas ke cair. Fase liquid keluaran kondensor ditampung pada tangki akumulator (F-142B) untuk selanjutnya masuk ke cooler (E-144B) dan disimpan dalam tangki penyimpanan (F-146) dan produk bawah berupa chlorobenzen ke dalam reboiler (E-145), kemudian dipompa (L-143C) ke cooler (E-144C) yang selanjutnya masuk ke tangki penyimpanan (F-147) sebagai produk utama dengan kemurnian 99,99%. Produk yang dipasarkan dikemas dalam botol berukuran 2,5 L atau $2,5 \times 10^3 \text{ cm}^3$.



BAB III NERACA MASSA

Kapasitas pabrik : 15.000 ton/tahun

$$: \frac{15000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

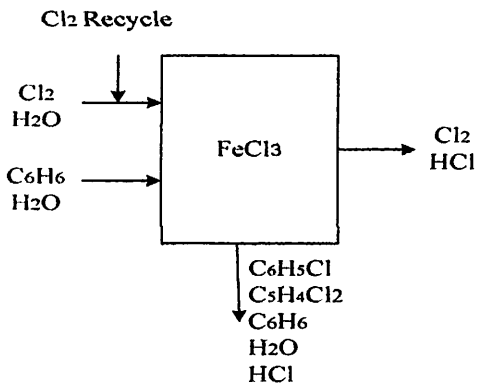
 : 1.893,9394 kg/jam

Waktu operasi : 330 hari/tahun
 : 24 jam/hari

Satuan operasi : kg/jam

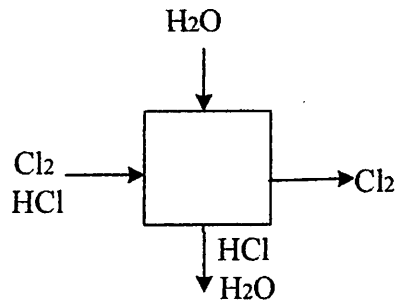
Basis perhitungan : 1.439,4368 kg/jam

1. Reaktor (R-110)



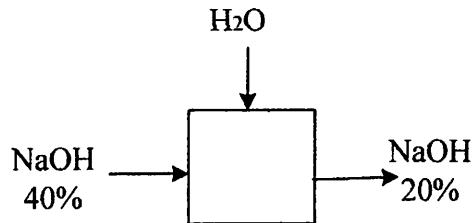
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Fresh feed		Menuju Absorber	
C ₆ H ₆	1438,7171	Cl ₂	287,3087
H ₂ O	0,7197	HCl	592,2994
Cl ₂	1279,8297	Menuju Netralizer	
H ₂ O	15,8297	C ₆ H ₅ Cl	1907,2745
Feed dari Recycle		C ₅ H ₄ Cl ₂	81,2260
Cl ₂	287,3087	C ₆ H ₆	71,9359
		H ₂ O	16,5494
		HCl	65,8110
TOTAL	3022,4049	TOTAL	3022,4049

2. Absorber (D-117)



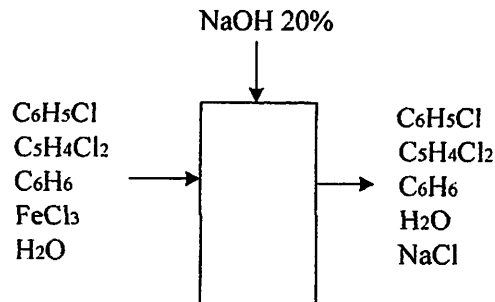
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari klorinator		Menuju tangki penampung	
Cl ₂	287,3087	HCl	592,2994
HCl	592,2994	H ₂ O	880,0883
Air untuk melarutkan keseluruhan HCl		Direcycle menuju ekspander	
H ₂ O	880,0883	Cl ₂	287,3087
TOTAL	1759,6964	TOTAL	1759,6964

3. Tangki Pengenceran (M-124)



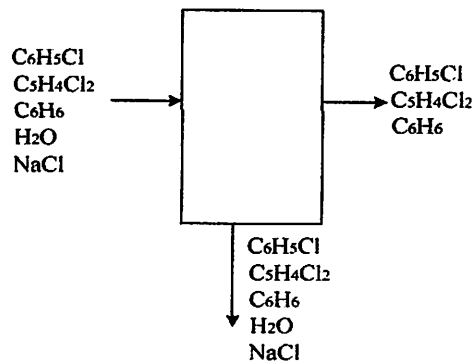
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Fresh Feed (NaOH 40%)		NaOH 20% menuju netralizer	
NaOH	79,4231	NaOH	79,4231
H ₂ O	185,3163	H ₂ O	317,6851
Air yang dibutuhkan untuk pengenceran			
H ₂ O	132,3688		
TOTAL	397,1064	TOTAL	397,1064

4. Netralizer (H-121)



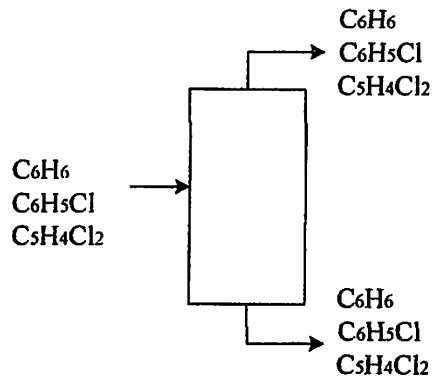
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari klorinator		Bahan keluar ke dekanter	
C ₅ H ₆ Cl	1907,2745	C ₅ H ₆ Cl	1907,2745
C ₅ H ₄ Cl ₂	81,2260	C ₅ H ₄ Cl ₂	81,2260
C ₆ H ₆	71,9359	C ₆ H ₆	71,9359
H ₂ O	16,5494	H ₂ O	366,4304
HCl	65,8110	NaCl	104,4363
Penambahan NaOH 20%		HCl	0,6581
NaOH	79,4231	NaOH	7,9421
H ₂ O	317,6851		
TOTAL	2539,9032	TOTAL	2539,9032

5. Dekanter (H-121)



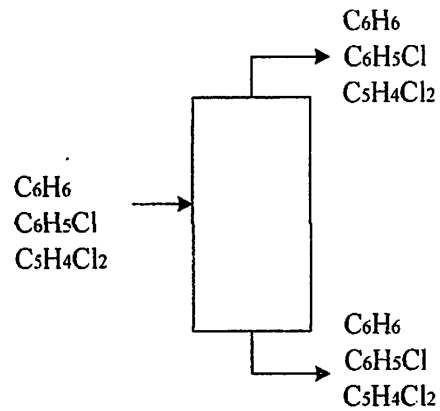
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari netralizer		Menuju destilasi	
C ₅ H ₆ Cl	1907,2745	C ₅ H ₆ Cl	1897,7381
C ₅ H ₄ Cl ₂	81,2260	C ₅ H ₄ Cl ₂	80,8198
C ₆ H ₆	71,9359	C ₆ H ₆	71,5762
H ₂ O	366,4304	Ke pembuangan	
NaCl	104,4363	C ₅ H ₆ Cl	9,5364
HCl	0,6581	C ₅ H ₄ Cl ₂	0,4061
NaOH	7,9421	C ₆ H ₆	0,3597
		H ₂ O	366,4304
		NaCl	104,4364
		HCl	0,6581
		NaOH	7,9421
TOTAL	2539,9032	TOTAL	2539,9032

6. Destilasi I (V-120)



Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari dekanter		Destilat	
C ₆ H ₆	71,5762	C ₆ H ₆	71,5755
C ₆ H ₅ Cl	1897,7381	C ₆ H ₅ Cl	1895,8404
C ₆ H ₄ Cl ₂	80,8198	C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0040
		Bottom	
		C ₆ H ₆	0,0007
		C ₆ H ₅ Cl	1,8977
		C ₆ H ₄ Cl ₂	80,8158
TOTAL	2050,1341	TOTAL	2050,1341

7. Destilasi II (X-125)



Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Fres feed dari klorinator		Ke Tangki penampung	
C ₆ H ₆	71,5755	C ₆ H ₆	71,5747
C ₆ H ₅ Cl	1895,8404	C ₆ H ₅ Cl	1,8958
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0040	C ₆ H ₄ Cl ₂	0,000002
		Ke Penampung Gas	
		C ₆ H ₆	0,0007
		C ₆ H ₅ Cl	1893,85787
		C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0040
TOTAL	1967,4199	TOTAL	1967,4199

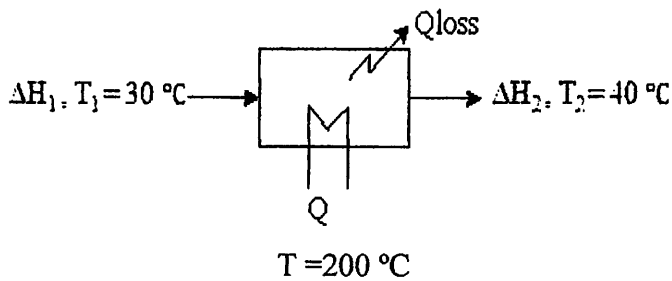
BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun = 1893,9394 kg/jam

Satuan : kkal/jam

Suhu referensi : 25 °C

1. Heater benzene (E-113A)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

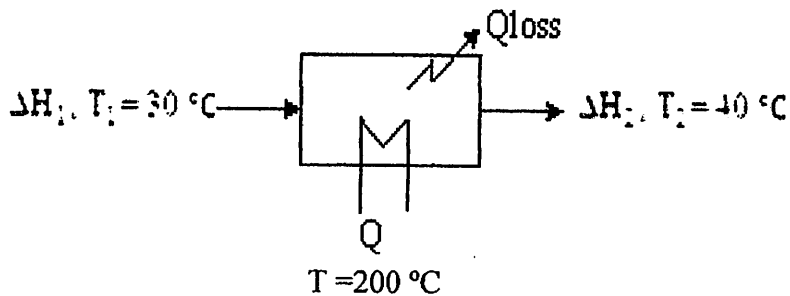
Q_s = panas steam untuk yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total Heater Benzen

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	203,5344	ΔH_2	790,5913
Q_s	628,6670	Q_{loss}	41,6101
Jumlah	832,2014	Jumlah	832,2014

2. Heater Klor (E - 113 B)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

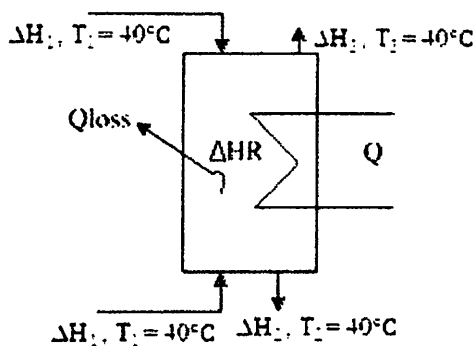
Q_s = panas steam untuk yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total Heater Klor

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	1564,0346	ΔH_2	4693,7724
Q_s	3376,7785	Q_{loss}	247,0407
Jumlah	4940,8131	Jumlah	4940,8131

3. Reaktor (R-110)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_c + Q_{\text{loss}}$

ΔH_1 = panas yang dibawa reaktan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa produk liquid

ΔH_3 = panas yang dibawa produk gas (HCl dan Cl_2)

ΔH_R = panas reaksi

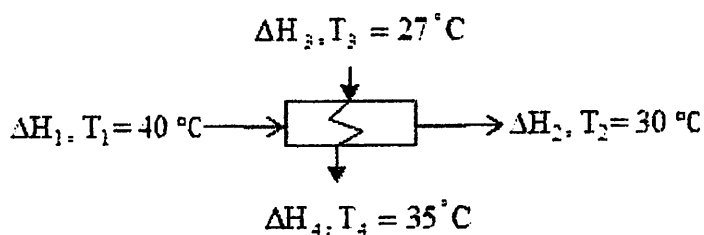
Q_c = panas yang diserap

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas total pada reaktor

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	6486,6126	ΔH_2	29495,9650
ΔH_R	308917,8146	ΔH_3	9851,8686
		Q_c	260286,3724
		Q_{loss}	15770,2214
Jumlah	315404,4273	Jumlah	315404,4273

4. Cooler (E-116)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas dibawa air masuk

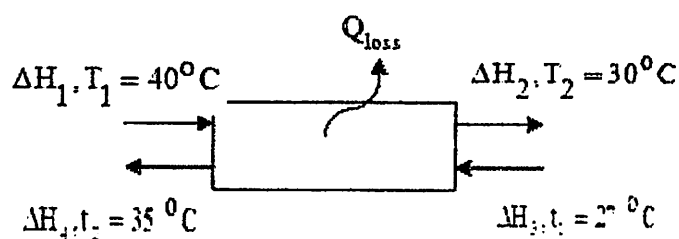
ΔH_4 = panas dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

Neraca panas total Cooler gas Cl_2 dan HCl (E-116)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	9851,8686	ΔH_2	4095,7446
ΔH_3	1439,2471	ΔH_4	7195,3711
Jumlah	11291,1157	Jumlah	11291,1157

5. Absorber (D-117)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_5 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_c + Q_{loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas dibawa air masuk

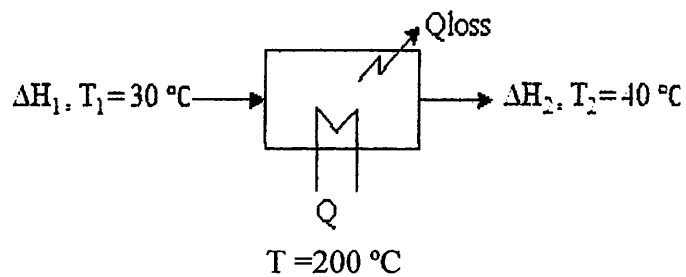
ΔH_4 = panas dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

Neraca Panas total pada Absorber

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	9851,8686	ΔH_3	8006,5486
ΔH_2	1697,4805	ΔH_4	333,9702
ΔH_5	220,7369	Q_c	2841,0629
		Q_{loss}	588,5043
Jumlah	11770,0860	Jumlah	11770,0860

6. Heater NAOH 20% (E-125)



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_s = panas steam untuk yang dibutuhkan

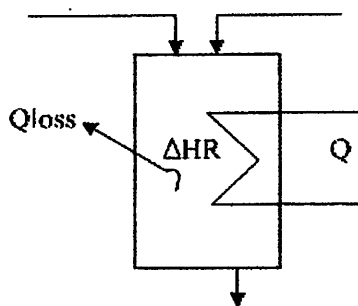
Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total Heater NaOH

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	1707,3699	ΔH_2	5131,2805
Q	3693,9780	Q_{loss}	270,0674
Jumlah	5401,3478	Jumlah	5401,3478

7. **Netralizer (R-120)**

$\Delta H_1, T_1 = 40\text{ }^\circ\text{C}$ $\Delta H_2, T_2 = 40\text{ }^\circ\text{C}$



$\Delta H_3, T_3 = 40\text{ }^\circ\text{C}$

Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + Q + Q_{loss}$

Dimana :

ΔH_1 : panas bahan masuk netralizer

ΔH_2 : panas NaOH masuk netralizer

ΔH_3 : panas bahan keluar netralizer

ΔH_R : panas reaksi

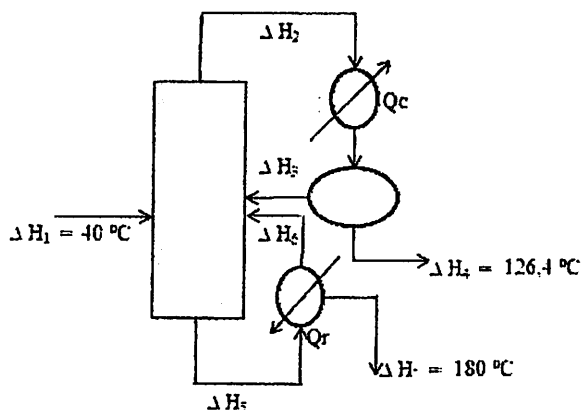
Q_c : panas yang diserap

Q_{loss} : panas yang hilang

Neraca panas total Netralizer

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	29494,6144	ΔH_3	33638,0698
ΔH_2	5131,2805	Q	53510,1305
ΔH_R	57109,0528	Q_{loss}	4586,7474
Jumlah	91734,9476	Jumlah	91734,9476

8. **Distilasi I (D-130)**



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = panas bahan yang terkandung dalam bahan masuk distilasi

ΔH_2 = panas yang terbawa uap keluar kolom distilasi menuju kondensor

ΔH_3 = panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor ke kolom distilasi

ΔH_4 = panas yang tebawa produk destilast keluar kondensor

ΔH_5 = panas yang tekandung dalam bottom keluar kolom destilasi menuju kondensor

ΔH_6 = panas yang terbawa uap sebagai refluks dari reboiler

ΔH_7 = panas yang terbawa produk keluar reboiler

Q_1 = panas yang terjadi disekitar kondensor

Q_2 = panas yang terjadi disekitar reboiler

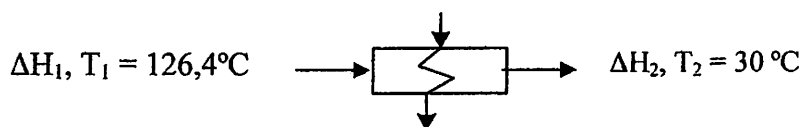
Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total Destilasi I

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	28130,8297	ΔH_4	179661,0158
Q_2	180131,1328	ΔH_7	10061,7669
		Q_1	9532,6232
		Q_{loss}	9006,5566
Jumlah	208261,9626	Jumlah	208261,9626

9. Cooler (E-144A)

$$\Delta H_3, T_3 = 27 \text{ }^\circ\text{C}$$



$$\Delta H_4, T_4 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas dibawa air masuk

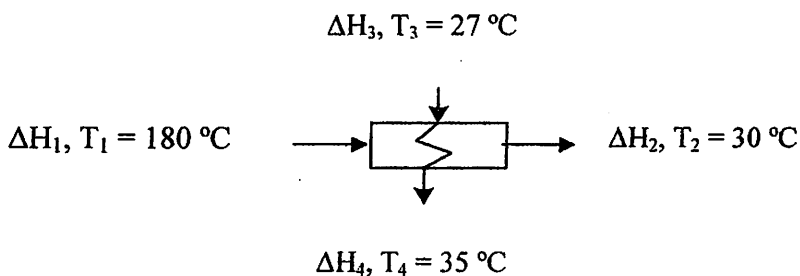
ΔH_4 = panas dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

Neraca panas total Cooler (E-144A)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	179669,8854	ΔH_2	27088,8925
ΔH_3	38150,9776	ΔH_4	190731,9705
Jumlah	217820,8630	Jumlah	217820,8630

10. Cooler (E-136)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

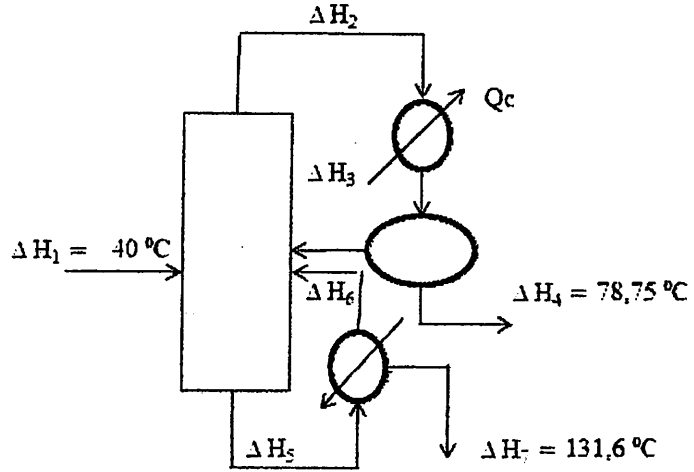
ΔH_3 = panas dibawa air masuk

ΔH_4 = panas dibawa air keluar

Neraca panas total Cooler (E-136)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	10061,7669	ΔH_2	345,8491
ΔH_3	2429,3443	ΔH_4	12145,2622
Jumlah	12491,1112	Jumlah	12491,1112

11. Distilasi II (D-140)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + Q_{loss}$

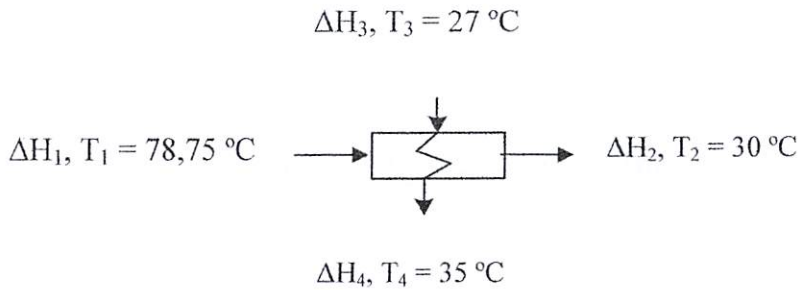
Dimana :

- ΔH_1 = panas bahan yang terkandung dalam bahan masuk distilasi
- ΔH_2 = panas yang terbawa uap keluar kolom distilasi menuju kondensor
- ΔH_3 = panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor ke kolom distilasi
- ΔH_4 = panas yang tebawa produk destilast keluar kondensor
- ΔH_5 = panas yang tekandung dalam bottom keluar kolom destilasi menuju kondensor
- ΔH_6 = panas yang terbawa uap sebagai refluks dari reboiler
- ΔH_7 = panas yang terbawa produk keluar reboiler
- Q_1 = panas yang terjadi disekitar kondensor
- Q_2 = panas yang terjadi disekitar reboiler
- Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total Destilasi II

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	27088,3767	ΔH_4	256,8716
Q_2	214893,3425	ΔH_7	230979,4341
		Q_1	0,7464
		Q_{loss}	10744,6671
Jumlah	241981,7192	Jumlah	241981,7192

12. Cooler (E-146B)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas dibawa air masuk

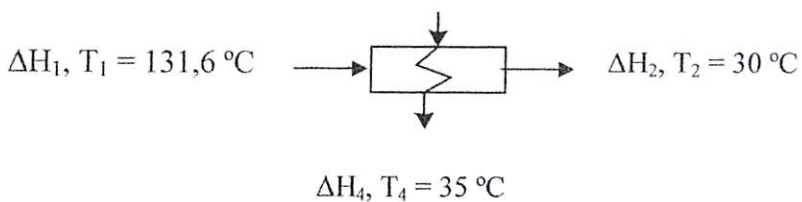
ΔH_4 = panas dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

Neraca panas total Cooler (E-146B)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	256,8716	ΔH_2	9,8123
ΔH_3	61,7741	ΔH_4	308,8334
Jumlah	318,6457	Jumlah	318,6457

13. Cooler (E-146C)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$

Dimana :

ΔH_1 : panas bahan masuk cooler

ΔH_2 : panas bahan keluar cooler

ΔH_3 : air pendingin masuk cooler

ΔH_4 : air pendingin keluar cooler

Neraca panas total cooler (E-146C)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	230979,4341	ΔH_2	9002,2975
ΔH_3	55502,6194	ΔH_4	277479,7559
Jumlah	286482,0535	Jumlah	286482,0535



BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Benzen (F-111 A)

- Fungsi : Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku utama
- Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas *standard* *dished* dan tutup bawah flat
- Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
- Volume tangki : 2892,5974 ft³
- Diameter dalam : 143,6250 in
- Diameter luar : 144 in
- Tebal silinder : 3/16 in
- Tinggi silinder : 287,3 in
- Tebal tutup : 3/16
- Tinggi tutup : 24,2726 in
- Waktu tinggal : 5 hari
- Jumlah : 3 buah

2. Pompa (L-112A)

- Fungsi : memompa bahan baku benzene dari storage (F-111 A) ke heater (E-113 A)
- Tipe : pompa sentrifugal
- Bahan konstruksi : Carbon steel
- Daya : 0,5 Hp
- Jumlah stage : single stage
- Diameter dalam : 1,0490 in
- Diameter luar : 1,3150 in
- Jumlah : 1 buah

3. Heater C₆H₆

- Fungsi : Memanaskan C₆H₆ sebelum masuk ke reaktor (R-110)
- Tipe : Doble Pipe Exchanger
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Diameter luar luar pipa (d_o)	: 1,38 in
Diameter dalam pipa (d_i)	: 1,66 in
Panjang pipa (l)	: 168 in
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 1,5 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 1,19 in ²
Diameter dalam annulus ($d_{e'}$)	: 0,40 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 0,915 in

4. Storage Cl₂ (F-111 B)

Fungsi	: Tangki penyimpanan Cl ₂ sebagai bahan baku utama
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 11837,096 ft ³
Diameter tangki	: 239,625 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 479,25 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup atas	: 40,4966 in
Waktu tinggal	: 5 hari
Jumlah	: 4 buah

5. Ekspander (G-114)

Fungsi	: menurunkan tekanan gas Cl ₂ dari 9 atm menjadi 1 atm
Tipe	: multi stage reciprocating expander
Bahan konstruksi	: Carboon steel
Massa laju alir	: 3173,2371 lb/jam
Efisiensi	: 80%
Daya	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah

6. Heater Cl₂ (E-113B)

Fungsi	: Memanaskan C ₆ H ₆ sebelum masuk ke reaktor (R-110)
Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carboon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 1,38 in
Diameter dalam pipa (di)	: 1,66 in
Panjang pipa (l)	: 156 in
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (Ap)	: 1,5 in ²
Luas permukaan annulus (Aan)	: 2,63 in ²
Diameter dalam annulus (de')	: 0,81 in
Diameter luar annulus (de)	: 2,02 in

7. Bin FeCl₃ (F-115)

Fungsi	: Tangki penyimpanan FeCl ₃ sebagai bahan katalis
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas flat dan tutup bawah berbentuk conical
Bahan konstruksi	: High alloy steel SA-240 Grade C tipe 347
Volume tangki	: 1704,392 ft ³
Diameter dalam	: 137,625 in
Diameter luar	: 138 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 206,4375 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup bawah:	39,7289 in
Waktu tinggal	: 30 hari
Jumlah	: 1 buah

8. Reaktor (R-110)

Fungsi	: Mereaksikan Cl ₂ dan C ₆ H ₆ dengan bantuan katalis FeCl ₃
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah berbentuk conical
Bahan konstruksi	: High alloy steel SA-240 Grade M tipe 316

Volume tangki : 179,2167 ft³
 Diameter dalam : 137,625 in
 Diameter luar : 65,625 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 78,2083 in

Reaktor sebagai perancangan alat utama dikerjakan oleh Wahyu Sri Sudewi (09.14.018) dapat dilihat pada bab VI

9. Absorber (D-117)

Fungsi : Tempat berlangsungnya proses absorpsi antara Cl₂ dan HCl untuk memisahkan Cl₂ dari HCl
 Tipe : Silinder vertical dengan tutup atas dan bawah elisodia (Pocked Column)
 Bahan konstruksi : Stainless steel SS -63 Grade A
 Laju alir gas (G) : 879,5679 kg/jam
 Laju alir (L) : 880,0480 kg/jam
 Diameter absorber : 10,1662 in
 Tebal dinding : 1 ½ in
 Tinggi absorber : 531,492 in

10. Kompresor (L-118)

Fungsi : memompa gas Cl₂ dari absorber (D-117) ke ekspander (G-114)
 Tipe : multi stage reciprocating compresor
 Bahan kontruksi : Carboon steel
 Daya : 1 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 3,0680 in
 Diameter luar : 3,5 in
 Jumlah : 1 buah

11. Pompa HCl (L-112B)

Fungsi : memompa gas Cl₂ dari absorber (D-117) ke tangki penampung HCl (F-119)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan kontruksi : Carboon steel

Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 1,0490 in
Diameter luar	: 1,315 in
Jumlah	: 1 buah

12. Storage HCl (F-119)

Fungsi	: Tangki penyimpanan HCl sebagai hasil samping 40,23%
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 7289,854 ft ³
Diameter tangki	: 203,6250 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 407,25 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup atas	: 34,4126 in
Waktu tinggal	: 5 hari
Jumlah	: 1 buah

13. Storage NaOH 40%

Fungsi	: Tangki penyimpanan NaOH 40% sebagai bahan penetralisir HCl
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 925,1563 ft ³
Diameter dalam	: 101,625 in
Diameter luar	: 102 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 203,25 in
Tebal tutup	: 3/16

Tinggi tutup atas : 17,1746 in

Waktu tinggal : 7 hari

Jumlah : 1 buah

14. Pompa NaOH 40% (L-123)

Fungsi : memompa NaOH 40% dari storage NaOH (F-122) ke mixer (M-124)

Tipe : pompa centrifugal

Bahan konstruksi : Carboon steel

Daya : 0,5 Hp

Jumlah stage : single stage

Diameter dalam : 0,364 in

Diameter luar : 0,54 in

Jumlah : 1 buah

15. Tangki Pencampur NaOH (M-124)

Fungsi : membuat larutan NaOH 40% menjadi 20% dengan penambahan air

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas dan bawah *standard dished*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316

Jenis pengelasan : double welded butt joint

Volume tangki : 9,9808 ft³

Diameter dalam : 23,625 in

Diameter luar : 24 in

Tebal silinder : 3/16 in

Tinggi silinder : 34,5441 in

Tebal tutup : 3/16

Tinggi tutup : 3,9926 in

Tinggi total : 45,3537 in

Jumlah : 1 buah

16. Heater (E-125)

Fungsi : Memanaskan NaOH 20% sebelum masuk ke reaktor tangki neutralizer (R-120)

Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carboon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 1,38 in
Diameter dalam pipa (di)	: 1,66 in
Panjang pipa (<i>l</i>)	: 168 in
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 1,5 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 1,19 in ²
Diameter dalam annulus ($d_{e'}$)	: 0,40 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 0,915 in

17. Pompa (L-121)

Fungsi	: memompa hasil reaksi di reactor (R-110) ke tangki neutralizer (R-120)
Tipe	: pompa centrifugal
Bahan kontruksi	: Carboon steel
Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 1,0490 in
Diameter luar	: 1,315 in
Jumlah	: 1 buah

18. Tangki neutralizer (R-120)

Fungsi	: menetralkan HCl sisa reaksi dari reactor (R-110)
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan bawah conical
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
1. Bagian tangki	
Volume tangki	: 29,1805 ft ³
Diameter dalam	: 23,625 in
Diameter luar	: 24 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 49,9487 in

Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup atas : 5,6826 in
 Tinggi tutup bawah: 9,7067 in
 Tinggi total : 65,3380 in
 Jumlah : 1 buah

2. Bagian Pengaduk

Tipe : six blades dengan four baffles
 Diameter impeller : 13,45 in
 Tinggi impeller dari dasar bejana : 11,207 in
 Lebar impeler : 2,69 in
 Panjang impeler : 3,3625 in
 Jumlah pengaduk : 1 buah

3. Dimensi jaket

Diameter luar : 66 in
 Diameter dalam : 65,625 in
 Tinggi silinder : 74,797 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi tutup bawah : 18,9443 in
 Tinggi total jaket : 95,716 in

19. Pompa (L-131)

Fungsi : memompa hasil reaksi di neutralizer (R-120) ke decanter (H-132)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan konstruksi : Carboon steel
 Daya : 0,5 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 1,278 in
 Diameter luar : 1,660 in
 Jumlah : 1 buah

20. Decanter (H-132)

Fungsi	: Memisahkan NaCl dari campuran bahan yang akan masuk ke destilasi I
Tipe	: Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 24,10495 ft ³
Diameter dalam	: 31,625 in
Diameter luar	: 32 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 34,4249 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup	: 7,1046 in
Jumlah	: 1 buah

21. Pompa (L-131)

Fungsi	: memompa hasil pemisahan di neutralizer (H-132) ke destilasi I (D-130)
Tipe	: pompa centrifugal
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 2,067 in
Diameter luar	: 2,375 in
Jumlah	: 1 buah

22. Distilasi I (D-130)

Fungsi	: Memisahkan C ₆ H ₅ Cl ₂ dari campuran bahan
Tipe	: Sieve tray
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Tinggi silinder	: 488,0160 in
Diameter dalam	: 65,5 in
Diameter luar	: 66 in

Tebal silinder : 4/16 in
 Tebal tutup : 4/16 in
 Tinggi tutup : 13,8535 in
 Jumlah tray : 18 buah

Perancangan alat utama dikerjakan Indah Yuni Puji Lestari (09.14.022) di bab VI

23. Kondensor Distilasi I (E-141A)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan top produk yang keluar dari distilasi I yang akan dibawa ke distilasi II (D-140)
 Tipe : Sieve tray
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Diameter : 46,968 in
 Panjang : 70,452 in
 Nt : 18 buah
 Jumlah : 1 buah

24. Akumulator Distilasi I (F-142 A)

Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 A) pada destilasi I
 Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished*
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-167 Grade 3 type 304
 Jenis pengelasan : double welded butt joint
 Volume tangki : 79,13681 ft³
 Diameter dalam : 47,625 in
 Diameter luar : 48 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 71,4375 in
 Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup : 9,8381 in
 Jumlah : 1 buah

25. Pompa (L-143 A)

Fungsi	: memompa hasil dari tangki akumulator (F-142 A) ke cooler (E-144 A)
Tipe	: pompa centrifugal
Bahan konstruksi	: Carboon steel
Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 1,61 in
Diameter luar	: 1,9 in
Jumlah	: 1 buah

26. Cooler (E-144 A)

Fungsi	: Mendinginkan campuran C_6H_6 dan $C_6H_5Cl_2$ sebelum masuk ke destilasi II (D-140)
Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carboon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 1,38 in
Diameter dalam pipa (di)	: 1,66 in
Panjang pipa (<i>l</i>)	: 47 in
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 1,5 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 1,19 in ²
Diameter dalam annulus (d_e')	: 0,40 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 0,915 in

27. Reboiler (E-134)

Fungsi	: Menguapkan kembali sebagian liquida yang keluar dari bottom produk Destilasi I (D-130)
Tipe	: Shell & Tube
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Diameter	: 46,968 in
Panjang	: 70,452 in
Volume	: 847,25 ft ³

Nt : 18 buah

Jumlah : 1 buah

28. Pompa (L-135)

Fungsi : memompa hasil bawah destilasi I (D-130) ke cooler (E-136)

Tipe : pompa centrifugal

Bahan konstruksi : Carboon steel

Daya : 0,5 Hp

Jumlah stage : single stage

Diameter dalam : 0,269 in

Diameter luar : 0,405 in

Jumlah : 1 buah

29. Cooler (E-136)

Fungsi : Mendinginkan produk bawah berupa $C_6H_5Cl_2$

Tipe : Doble Pipe Exchanger

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carboon steel SA-53 grade B

Diameter luar luar pipa (do) : 1,38 in

Diameter dalam pipa (di) : 1,66 in

Panjang pipa (l) : 48 ft

Jumlah hair pain (N) : 1 buah

Luas permukaan pipa (A_p) : 1,5 in²

Luas permukaan annulus (A_{an}) : 1,19 in²

Diameter dalam annulus ($d_{e'}$) : 0,40 in

Diameter luar annulus (d_e) : 0,915 in

30. Storage $C_6H_5Cl_2$ (F-137)

Fungsi : Tangki penyimpanan produk bawah $C_6H_5Cl_2$ sebagai hasil samping

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316

Jenis pengelasan : double welded butt joint

Volume tangki : 506,8026 ft³

Diameter tangki : 25,625 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 51,52 in
 Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup atas : 4,3306 in
 Waktu tinggal : 15 hari
 Jumlah : 2 buah

31. Distilasi II (D-140)

Fungsi : Memisahkan C_6H_5Cl dari C_6H_6
 Tipe : Sieve tray
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Tinggi silinder : 389,66 in
 Diameter dalam : 65,5 in
 Diameter luar : 66 in
 Tebal silinder : 4/16 in
 Tebal tutup : 4/16 in
 Tinggi tutup : 12,819 in
 Jumlah tray : 18 buah
 Tray spacing : 21,648 in

32. Kondensor Distilasi II (E-141B)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan top produk yang keluar dari distilasi II (D-140)
 Tipe : Shell & Tube
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Diameter : 46,968 in
 Panjang : 70,452 in
 Nt : 18 buah
 Volume : 847,56 in
 Jumlah : 1 buah

33. Tangki akumulator ((F-142 B)

Fungsi	: Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 B) pada destilasi II
Tipe	: Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-167 Grade 3 type 304
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 3,5162 ft ³
Diameter dalam	: 17,625 in
Diameter luar	: 18 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 26,4375 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup	: 4,7128 in
Jumlah	: 1 buah

34. Pompa (L-143 B)

Fungsi	: memompa hasil top produk destilasi II (D-140) ke cooler (E-144 B)
Tipe	: pompa centrifugal
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 0,364 in
Diameter luar	: 0,540 in
Jumlah	: 1 buah

35. Cooler (E-144 B)

Fungsi	: Mendinginkan produk atas berupa C ₆ H ₆
Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 3,50 in
Diameter dalam pipa (di)	: 3,07 in

Panjang pipa (L)	: 47 ft
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 7,4 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 3,14 in ²
Diameter dalam annulus (d_e')	: 0,53 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 1,140 in

36. Storage C₆H₆ (F-146)

Fungsi	: Menampung distilat yang berupa C ₆ H ₆
Tipe	: Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 659,8444 ft ³
Diameter dalam	: 31,625 in
Diameter luar	: 32 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 63,25 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup atas	: 5,3446 in
Waktu tinggal	: 15 hari
Jumlah	: 2 buah

37. Reboiler (E-145)

Fungsi	: Menguapkan kembali sebagian liquida yang keluar dari bottom produk Destilasi II (D-140)
Tipe	: Shell & Tube
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Diameter	: 46,968 in
Panjang	: 70,452 in
Volume	: 847,56 ft ³

38. Pompa (L-143 C)

Fungsi	: memompa hasil bottom produk destilasi II (D-140) ke cooler (E-144 C)
Tipe	: pompa centrifugal
Bahan konstruksi	: Carboon steel
Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 1,38 in
Diameter luar	: 1,66 in
Jumlah	: 1 buah

39. Cooler (E-144 C)

Fungsi	: Mendinginkan produk atas berupa C_6H_5Cl
Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carboon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 3,50 in
Diameter dalam pipa (di)	: 3,07 in
Panjang pipa (<i>l</i>)	: 22 ft
Jumlah hair pain (N)	: 3 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 7,4 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 3,14 in ²
Diameter dalam annulus ($d_{e'}$)	: 0,53 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 1,140 in

ISI

40. Storage C_6H_5Cl

Fungsi	: Menampung bottom produk yang berupa C_6H_5Cl
Tipe	: Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 9037,9033 ft ³
Diameter dalam	: 71,625 in
Diameter luar	: 72 in

Tebal silinder : 3/8 in
Tinggi silinder : 142,5 in
Tebal tutup : 3/4 in
Tinggi tutup atas : 12,0413 in
Waktu tinggal : 15 hari
Jumlah : 3 buah



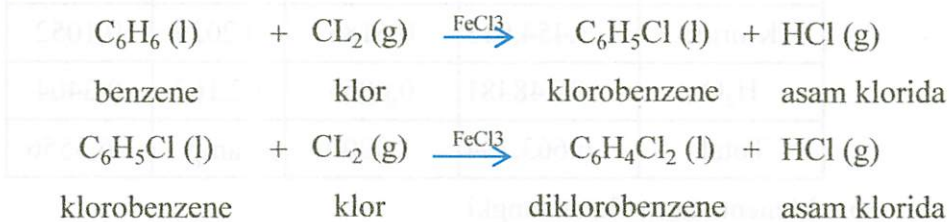
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

REAKTOR/KLORINATOR (R-110)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mereaksikan benzene dan gas klor dengan bantuan katalis feriklorida yang menghasilkan klorobenzene.

Dengan reaksi sebagai berikut:



Untuk mengendalikan temperature operasi pada reaktor, yaitu suhu 40°C dan tekanan 1 atm, maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin. Karena reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, yaitu reaksi yang melepaskan panas dan membutuhkan pendingin. Untuk mengontrol kondisi operasi, maka perlu dipasang instrumentasi temperatur control

Perlengkapan :
 - Pengaduk turbin
 - Jaket pendingin
 - Sparger

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Allowable stress (f) : 18.750 psi

Tipe pengelasan : Single welding butt joint without backing up strip

faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelasan (E) : 0,8

L/D : 1,5 = L_s = 1,5 D_T

Feed : 3.022,4049 kg/jam = 6.663,19 lb/jam

Kondisi operasi : 40 °C ; 1 atm = 14,70 psia

Jumlah reaktor : 1 buah
 Waktu tinggal : 30 menit = 0,5 jam

6.1 Menentukan Dimensi Tangki Reaktor

A. Menentukan volume total reaktor (V_T)

a. Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)	
Benzene	3.171,796	0,4760	54,8510	26,1100
Klorine	3.454,913	0,5185	0,2029	0,1052
H ₂ O	36,48481	0,0055	62,162	0,3404
Total	6.663,194	1,0000	ρ camp	26,5556

b. Menentukan volume tangki

$$\text{Rate Volumetric} = \text{Feed} / \rho_{\text{campuran}} = 250,9148 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume feed selama 0,5 jam} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 125,4574 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong = 20% volume total, volume pengaduk, sparger dan katalis = 10% volume total

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{(katalis, pengaduk, sparger)}} \\ V_T &= 125,4574 + 0,2 V_T + 0,1 V_T \\ V_T &= 125,4574 + 0,3 V_T \\ 0,7 V_T &= 125,4574 \\ V_T &= 179,2249 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

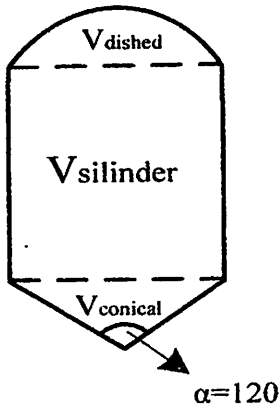
jadi,

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 179,2249 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume ruang kosong} &= 35,8450 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume tambahan} &= 17,9225 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$179,2249 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$



Gambar 6.1. reaktor

$$= 1,3377 D_T^3$$

$$D_T = 5,1169 \text{ ft} = 61,4031 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$125,4574 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right) \text{ (brownell, 1959)}$$

$$L_{LS} = 5,6115 \text{ ft} = 67,3384 \text{ in}$$

C. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm (P_{operasi}) = 14,70 psia

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} = 0,8504 \text{ psi} \quad \text{(brownell, 1959)}$$

$$P_{\text{alat}} = 15,5464 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_r}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,0943 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar 3/16 in

D. Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 61,7781 \text{ in} = 5,1482 \text{ ft} = 1,57 \text{ m}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 66 \text{ in} = 1,676 \text{ m} = 5,500 \text{ ft}$$

$$i_{cr} = 4 \text{ in} = 0,102 \text{ m} = 0,333 \text{ ft}$$

$$r = 66 \text{ in} = 1,676 \text{ m} = 5,500 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,005 \text{ m} = 0,016 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 65,6250 \text{ in} = 5,4688 \text{ ft} = 1,667$$

E. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a. Menentukan tinggi silinder (L_S)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$179,225 = (0,0847D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S\right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)}\right)$$

$$L_S = 6,5177 \text{ ft} = 78,2125 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,9242 \text{ ft} = 11,0906 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2}\alpha} = 1,5787 \text{ ft} = 18,9443 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_a + h_b = 108,2474 \text{ in} = 2,7495 \text{ m}$$

F. Menentukan Tebal Tutup

a. Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{\text{alat}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{alat}})} + C \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 0,0675 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, brownell, 1959})$$

b. Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2(fE - 0,6 P_{\text{alat}}) \cos \frac{1}{2}\alpha} + C \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 0,0682 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, brownell, 1959})$$

6.2 Perancangan Pengaduk

Dasar perancangan:

Jenis pengaduk : Axial turbin blades sudut 45°

Bahan impeler : High Alloy steel SA 240 grade M type 316

Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Data-data standart sistem pengadukan (tabel 3.4-1; Hal.144, Geankoplis):

$$Da/D_T = 0,4$$

$$W/Da = 1/5$$

$$L/Da = 1/4$$

$$C/D_T = 1/3$$

$$J/D_T = 1/12$$

Dimana :

D_T = Diameter dalam tangki

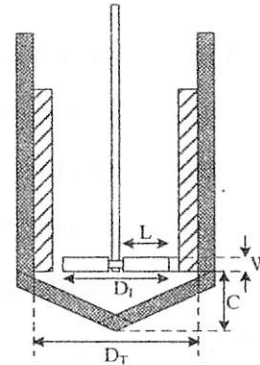
D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = tebal blade



Gambar 6.2. pengaduk

A. Menentukan diameter pengaduk dan tebal blade

$$D_a/D_T = 0,4$$

$$D_a = 0,4 * D_T = 26,2500 \text{ in} = 2,1875 \text{ ft}$$

$$J/D_T = 1/12$$

$$J = 1/12 * D_T = 5,4688 \text{ in} = 0,4557 \text{ ft}$$

B. Menentukan lebar dan panjang pengaduk

$$W/D_a = 1/5$$

$$W = 1/5 * D_a = 5,2500 \text{ in} = 0,4375 \text{ ft}$$

$$L/D_a = 1/4$$

$$L = 1/4 * D_a = 6,5625 \text{ in} = 0,5469 \text{ ft}$$

C. Menentukan tinggi pengaduk dari dasar tangki

$$C/D_T = 1/3$$

$$C = 1/3 * D_T = 21,8728 \text{ in} = 1,8227 \text{ ft}$$

D. Menentukan jenis, daya dan jumlah pengaduk

Perbandingan $D_a/W = 5,00$, maka jenis pengaduk yang digunakan six blade dengan four baffles dengan jumlah pengaduk 1 buah

$$\text{dengan } N = 150 \text{ rpm} = 2,5000 \text{ rps}$$

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 695653,47 \text{ (turbulen)}$$

dengan μ bahan = 0,0274 lb/ft.menit

dari hal. 507 (G.G. Brown) untuk number power (N_p), diperoleh = 4 sehingga daya (P)

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D a^5}{g_c} = 2.583,874 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 4,698 \text{ hp} = 5 \text{ hp} = 3,73 \text{ kW}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$P = (0,1+0,15)P + P$$

$$= 6,250 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan pengaduk dengan daya = 6,2500 Hp

E. Perhitungan poros pengaduk

a. Diameter poros

Dimana:

$$\text{Daya motor pada poros (H)} = 6,250 \text{ Hp}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 150 \text{ rpm}$$

$$\text{Momen puntir (T)} = \frac{63.025 \cdot H}{N} \quad (\text{Hesse, 1999})$$

$$= 2626,04 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020 content karbon 20% dengan batas 36.000 lb/in² Jadi maksimum design shear diijinkan (S) adalah:

$$S = 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2$$

$$= 7200 \text{ lb/in}^2$$

Sehingga didapatkan diameter poros pengaduk (D):

$$D = \left(\frac{16xT}{\pi xS} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{16x1575,625 \text{ lb.in}}{\pi x 7200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/3}$$

$$= 1,2295 \text{ in}$$

b. Panjang poros

Dimana:

$$\text{Jarak impeller dari dasar tangki (C)} = 21,873 \text{ in} = 1,82 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang poros diatas bejana tangki (I)} = 10,936 \text{ in} = 0,91 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder + tinggi tutup atas (h)} = 89,30 \text{ in} = 7,44 \text{ ft}$$

Jadi panjang poros pengaduk (L):

$$\begin{aligned} L &= h + I - C \\ &= 78,3667 \text{ in} \\ &= 6,530559 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.3 Perhitungan Nozzle

Perencanaan:

Nozzle pada tutup atas standard dished

- Nozzle untuk pemasukan benzene (C_6H_6)
- Nozzle untuk pemasukan katalis ($FeCl_3$)
- Nozzle untuk pengeluaran gas ke absorber
- Nozzle untuk manhole

Nozzle pada silinder reaktor

- Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- Nozzle untuk sparger pemasukan Cl_2

Nozzle pada tutup bawah conical

- Nozzle untuk penegluaran produk

Dasar Perhitungan:**A. Nozzle untuk pemasukan benzene (C_6H_6)**

$$\text{Bahan masuk} = 3.173,38 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas bahan} = 54,85100 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\text{Viskositas} = 0,00033 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rateumparmasul}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{3.158,190 \text{ lb / jam}}{54,8510 \text{ lb / ft}^3} \\ &= 57,8546 \text{ ft}^3\text{/jam} \end{aligned}$$

$$= 0,0161 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi aliran fluida turbulente maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \cdot (Qf)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhause , 1991}) \\ &= 1,02300 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan, App A.5 didapatkan:

$$\text{ID standarisasi} = 1 \frac{1}{4} \text{ in sch} = 40 \text{ IPS}$$

$$\text{OD pipa} = 1,660 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$\begin{aligned} v &= \frac{Qf}{A} & N_{Re} &= \frac{d_i v \rho}{\mu} \\ &= 1,5453 \text{ ft/s} & &= 29603 \text{ (turbulent)} \end{aligned}$$

(Peter & Timmerhause , 1991)

B. Nozzle untuk pemasukan katalis (FeCl_3)

$$\text{Bahan masuk} = 287,3087 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas bahan} = 16,7562 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan masuk}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{3.158,190 \text{ lb / jam}}{54,8510 \text{ lb / ft}^3} \\ &= 17,1464 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0048 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \cdot (Qf)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhause , 1991}) \\ &= 0,5073 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan, App A.5 didapatkan:

$$\text{ID standarisasi} = \frac{3}{4} \text{ in ch} = 40 \text{ IPS}$$

$$\text{OD pipa} = 1,660 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A = 0,0104 \text{ ft}^2$$

C. Nozzle untuk Keluaran produk HCl dan Cl₂ (gas)

Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ		μ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)		(lb/ft.s)	
HCl	1.305,783	0,6734	73,667	49,605	1E-05	7E-06
Cl ₂	633,401	0,3266	0,2006	0,066	9E-06	3E-06
Total	1.939,184	1,0000	ρ camp.	49,671	μ camp.	1E-05

$$\text{Bahan masuk} = 1.939,18 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas camp.} = 49,6708 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\text{Viskositas camp.} = 1,03\text{E-}05 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan masuk}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= 39,0408 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0108 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \cdot (Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhause, 1991}) \\ &= 0,84607 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan, App A.5 didapatkan:

$$\text{ID standarisasi} = 3/4 \text{ in} \quad \text{sch} = 40 \text{ IPS}$$

$$\text{OD pipa} = 1,050 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 0,824 \text{ in} = 0,06867 \text{ ft}$$

$$A = 0,004 \text{ ft}^2$$

Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q_f}{A} & N_{\text{Re}} &= \frac{d_i v \rho}{\mu} \\ &= 2,9231 \text{ ft/s} & &= 966769 \text{ (turbulent)} \end{aligned}$$

(Peter & Timmerhause, 1991)

D. Nozzle untuk manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu 20 in.

Berdasarkan fig. 12.2 brownell didapatkan dimensi pipa:

E. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin

$$\text{Bahan masuk} = 33.712,26 \text{ kg/jam} = 74322,044 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas bahan} = 62,1603 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\text{Viskositas} = 5,71\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rateumparmasul}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{74.322,044 \text{ lb / jam}}{62,1603 \text{ lb / ft}^3} \\ &= 1195,6513 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,3321 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi aliran fluida turbulent maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \cdot (\text{Qf})^{0,45} \cdot (\text{rho})^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhausse , 1991}) \\ &= 4,06263 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan, App A.5 didapatkan:

$$\text{ID standarisasi} = 5 \text{ in} \quad \text{sch} = 40 \text{ IPS}$$

$$\text{OD pipa} = 5,563 \text{ in} = 0,46358 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 5,047 \text{ in} = 0,42058 \text{ ft}$$

$$A = 0,139 \text{ ft}^2$$

Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Qf}}{A} & N_{\text{Re}} &= \frac{d_i v \rho}{\mu} \\ &= 2,3894 \text{ ft/s} & &= 109366 \text{ (turbulent)} \end{aligned}$$

(Peter & Timmerhausse , 1991)

F. Nozzle untuk sparger

$$\text{Bahan masuk} = 1.582,97 \text{ kg/jam} = 3489,8115 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas bahan} = 0,2029 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\text{Viskositas} = 9,41\text{E-}06 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rateumparmasul}}{\rho \text{ umpan}} \\ &= \frac{3.489,6518 \text{ lb / jam}}{0,2029 \text{ lb / ft}^3} \end{aligned}$$

$$= 17199,662 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 4,778 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$\text{ID opt} = 3,9 \cdot (Qf)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhause, 1991})$$

$$= 6,407 \text{ in}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan, App A.5 didapatkan:

$$\text{ID standarisasi} = 8 \text{ in} \quad \text{sch} = 40 \text{ IPS}$$

$$\text{OD pipa} = 8,625 \text{ in} = 0,71875 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 7,981 \text{ in} = 0,66508 \text{ ft}$$

$$A = 0,347 \text{ ft}^2$$

Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$v = \frac{Qf}{A}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{d_i v \rho}{\mu}$$

$$= 13,753 \text{ ft/s}$$

$$= 197273 \text{ (turbulent)}$$

(Peter & Timmerhause, 1991)

G. Nozzle untuk Keluaran produk

Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ		μ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)		(lb/ft.s)	
C ₆ H ₅ Cl	4.204,777	0,8901	69,297	61,681	4,7,E-04	4,2,E-04
C ₆ H ₄ Cl ₂	179,071	0,0379	81,159	3,076	4,4,E-04	1,7,E-05
C ₆ H ₆	158,590	0,0336	54,851	1,841	3,3,E-04	1,1,E-05
H ₂ O	36,485	0,0077	62,160	0,480	5,7,E-04	4,4,E-06
HCl	145,087	0,0307	73,667	2,263	1,1,E-05	3,3,E-07
Total	4.724,010	0,9280	ρ camp.	64,757	μ camp.	0,000435

$$\text{Bahan masuk} = 4.724,01 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas camp.} = 64,7570 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\text{Viskositas camp.} = 4,35\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

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

$$= 72,9497 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0203 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi aliran fluida turbulents maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \cdot (Qf)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhause , 1991}) \\ &= 1,1603 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan, App A.5 didapatkan:

$$\text{ID standarisasi} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{sch} = 40 \text{ IPS}$$

$$\text{OD pipa} = 1,660 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$\begin{aligned} v &= \frac{Qf}{A} & N_{Re} &= \frac{di v \rho}{\mu} \\ \frac{de' \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42} &= 184 \text{ ft/s} & &= 33339 \text{ (turbulent)} \\ & & & (\text{Peter \& Timmerhause , 1991}) \end{aligned}$$

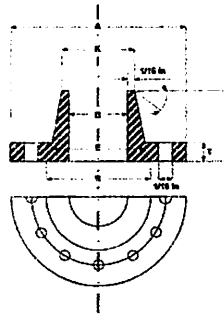
Keterangan simbol:

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan benzene (C_6H_6)
- Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan katalis ($FeCl_3$)
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran gas ke absorber
- Nozzle D = Nozzle untuk manhole
- Nozzle E = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- Nozzle F = Nozzle untuk penegluaran produk
- Nozzle G = Nozzle untuk sparger
- NPS = Ukuran pipa nominal (in)
- A = Diameter luar flange (in)
- T = Ketebalan flange minimum (in)
- R = Diameter bagian lubang menonjol (in)
- E = Diameter hubungan pada alas (in)
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
- L = Panjang julukan (in)
- B = Diameter dalam flange (in)

Dari Brownell & Young tabel 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange untuk semua no

zzle, dipilih flange standar type welding neck dengan dimensi nozzle sebagai berikut:

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1,66	2 1/4	1,38
B	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
C	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
D	20	27 1/2	1 2/3	23	22	20	3 2/3	19,25
E	5	10	15/16	7 5/16	6 7/16	5,56	3 1/2	5,05
F	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 11/16	8,63	4	7,98
G	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1,66	2 1/4	1,38



Gambar 6.3 Detail flange nozzle

6.4 Perhitungan Sparger

Data Perencanaan:

$$\text{Diameter pengaduk} = 26,2500 \text{ in} = 2,1875 \text{ ft}$$

$$\text{Velocity gas} = 2,3181 \text{ ft/s}$$

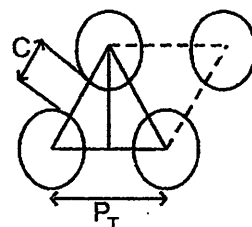
$$\text{Rate volumetrik} = 4,7777 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi susunan lubang spray berbentuk segitiga

Perancangan:

A. Luas Spray

$$\begin{aligned} \text{Luas Spray} &= \frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{velocity}} \\ &= 24,7324 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$



Gambar 6.4 Spray

B. Trial ukuran pipa

Trial memenuhi jika $D_{\text{spray}} < D_{\text{vesel}}$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas lubang spray} &= \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) \\ &= 0,53 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

C. Menentukan jarak antar lubang dan luas satu segitiga

$$P_t = 1.35 \times D_i$$

$$= 1,1124 \text{ in} = 13,349 \text{ ft}$$

$$\text{Luas } \Delta = 1/2 \text{ alas} \times \text{tinggi}$$

$$= (1/2 \times P_t) \times (1/2 \times P_t \sin 60)$$

$$= 0,2679 \text{ in}^2$$

D. Menentukan jumlah lubang

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{\text{luas spray}}{\text{luas satu segitiga}} \\ &= 92,318054 \\ &= 92 \text{ lubang} \end{aligned}$$

6.5 Perhitungan Jacket Pendingin

Dalam reaktor, reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis dan beroperasi pada suhu 40°C , maka reaktor dilengkapi dengan jacket dengan air sebagai media pendingin.

$$\text{Rate masa air pendingin} = 33.712,26 \text{ kg/jam} = 74322,0440 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 62,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir air} = \frac{\text{Rate masa pendingin}}{\rho \text{ air}}$$

$$= 1195,65126 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air pendingin yang dibutuhkan} = 1339,3758 \times 0,5 \text{ jam}$$

$$= 597,8256 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume air pendingin total} = 669,6879 + (669,6879 \times 0,1)$$

$$= 657,6082 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tekanan jacket } (P_3) = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned}
\text{Diameter dalam silinder (Dt)} &= 5,4688 \quad \text{ft} \\
\text{Diameter luar silinder (Do)} &= 5,500 \quad \text{ft} \\
\text{Volume liquida dalam tangki} &= 125,4574 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi \times di^3}{24 \cdot \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} = 12,3544 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Volume liquida di dalam silinder} &= (\text{VL dalam tangki} - \text{VL tutup bawah}) \text{ft}^3 \\
&= 113,1030 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Luas alas silinder tangki} &= \frac{\pi}{4} \times di^2 \\
&= 23,4772 \quad \text{ft}^2 \\
\text{Tinggi liquida dalam silinder (Lls)} &= \frac{116,2128}{19,3805} \\
&= 4,8176 \quad \text{ft}
\end{aligned}$$

A. Menentukan volume silinder bagian luar

$$\begin{aligned}
\text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi \times do^3}{24 \times \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} \\
&= 12,5674 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Volume liquida di dalam silinder} &= \frac{\pi}{4} do^2 \cdot Lls \\
&= 114,40 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Volume liquida} &= \text{V. Tutup bawah} + \text{V. Liquida dalam silinder} \\
&= 12,5674 + 115,8748 \\
&= 126,97 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Volume jaket} &= \text{V. Total air} + \text{V. Liquida} + 10\% \text{ V. Iquida} \\
&= 736,6567 + 128,4422 + (10\% \times 128,4422) \\
&= 797,27 \quad \text{ft}^3 \\
\text{Diketahui: L/D} &= 1,5 = Ls = 1,5 \text{ dij} \\
\text{Volume jaket} &= V_{\text{silinder jaket}} + V_{\text{tutup bawah jaket}} \\
797,2716 \quad \text{ft}^3 &= \left[\left(\frac{\pi \cdot di_j^2 \cdot Ls_j}{4} \right) + \left(\frac{\pi \cdot di_j^3}{24 \cdot \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} \right) \right] \\
797,272 &= 1,2530 \text{ di}_j^3
\end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam } dij = 8,601 \text{ ft} = 103,211656 \text{ in}$$

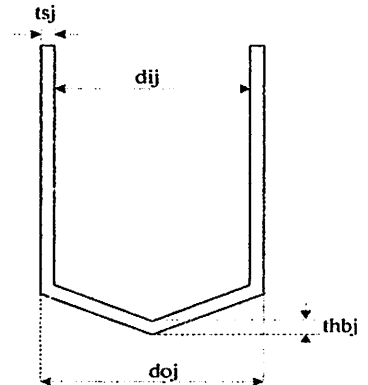
$$\begin{aligned} \text{V. tutup bawah jacket} &= 0,0755 \text{ } dij^3 \\ &= 48,039 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tutup bawah } h_{bj} = \frac{(0,5d_{ij})}{\text{tg}(\frac{1}{2}\alpha)}$$

$$29,7946 = 2,4829 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder jacket (Lsj)} &= 1,5 \text{ } dij \\ &= 1,5 \times 8,8818 \\ &= 12,901 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total jacket (Hj)} &= L_{sj} + h_{bj} \\ &= 15,384 \text{ ft} \\ &= 184,61 \text{ in} \end{aligned}$$



Gambar 6.5 Dimensi Jacket

B. Menentukan P design dan tebal dinding silinder jacket

Tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm ($P_{operasi}$) = 14,696 psia

$$P_{alat} = P_{operasi} + P_{liquid}$$

$$P_{liquid} = \frac{\rho (H - 1)}{144} = 6,2093 \text{ psi}$$

(brownell, 1959)

$$P_{alat} = 20,9053 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_{sj} = \frac{P_{alat} \text{ } dij}{2 (f E - 0,6 P_{alat})} + C = 0,1345 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar $3/16 \text{ in}$

C. Menentukan Diameter Silinder (D_o)

$$d_o = dij + 2t_{sj} = 103,5867 \text{ in} = 8,6322 \text{ ft}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 91 diperoleh :

$$t_{sj} = 3/16 \text{ in}$$

$$d_{oj} = 108 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} dij &= d_{oj} - 2t_{sj} \\ &= 107,63 \text{ in} = 8,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

D. Cek hubungan Lsj dengan dij

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= V_{\text{silinder jaket}} + V_{\text{tutup bawah jaket}} \\ 797,2716 \text{ ft}^3 &= \left[\left(\frac{\pi \cdot d_j^2 \cdot L_{sj}}{4} \right) + \left(\frac{\pi \cdot d_j^3}{24 \cdot \text{tg} \frac{1}{2} \alpha} \right) \right] \\ L_{sj} &= 11,763 \text{ ft} \geq (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

E. Menentukan tebal tutup bawah jaket

Tutup bawah berbentuk conical ($d_e = d_j$)

$$\begin{aligned} \text{thb}_j &= \frac{P \times d_e}{2 \times (f \cdot E - 0,6 \cdot P) \times \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \\ \text{thb}_j &= \frac{21,1221 \times 107,625}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 21,1221) \times \cos \frac{1}{2} 120} + \left(\frac{1}{16} \right) \\ &= 0,21262 \\ &= 3/16 \end{aligned}$$

F. Menentukan tinggi tutup bawah jaket

$$\begin{aligned} \text{hb}_j &= \frac{0,5 \cdot d_j}{\text{tg} \left(\frac{1}{2} \cdot \alpha \right)} \\ &= \frac{0,5 \times 107,625}{\text{tg} \left(\frac{1}{2} \cdot 120 \right)} \\ &= 31,06866136 \text{ in} \end{aligned}$$

6.6 Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reactor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan boltin untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

Flange

Dari Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342, didapatkan :

Bahan konstruksi	= High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Tensile strength minimum	= 75000 psia
Allowable stress (f)	= 18.750
Type flange	= Ring flange loose type

Bolting

Dari Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 193 Grade B type 347
 Tensile strength minimum = 75000 psia
 Allowable stress (f) = 15.000

Gasket

Dari Dari Brownell & Young, Fig. 12.11 hal 228, didapatkan :

Bahan konstruksi = Flat metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel
 Gasket factor (m) = 3,75
 seating stress (y) = 9.000 psia

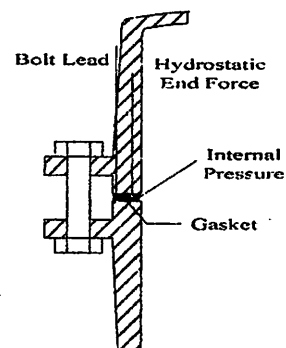
A. Perhitungan Tebal Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

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

Dimana :

d_o = diameter luar gasket
 d_i = diameter dalam gasket
 y = yield stress (9000 psia)
 p = internal pressure (14,7 psia)
 m = gasket factor (3,75)



Gambar 6.6 Detail Gasket dan Bolt

Diketahui di gasket = d_o shell = 66,000 in = 5,5000 ft

Maka didapatkan :

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

$$\frac{d_o}{5} = \sqrt{\frac{9000 - (14,7 \times 3,75)}{9000 - 14,7(3,75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{5} = 1,0008$$

d_o = 5,5440 ft
 = 66,528 in

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\
 &= \frac{(66,0000 - 65,5000) \text{ in}}{2} \\
 &= 0,2640 \text{ in} \approx 1/4 \text{ in} \\
 \text{Diambil tebal gasket (n)} &= 0,2500 \text{ in} \\
 \text{Diambil nilai rata-rata(G)} &= d_i + n \\
 &= 66,250 \text{ in} \\
 &= 5,5208 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

B. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

a. Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

- Dari Brownell & Young, fig. 12.12 hal. 229 :

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar setting gasket } b_a &= b_o \\
 &= n/2 \\
 &= 0,1250
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned}
 H_y &= W_{m2} \\
 &= 234028,1250 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p \\
 &= 2 \times 3,14 \times 0,1250 \times 66,2500 \times 3,75 \times 14,7 \\
 &= 2845,207969 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned}
 H &= \pi/4 \cdot G^2 \cdot p \\
 &= (\pi/4) \times (66,2500)^2 \times (14,7) \\
 &= 50647,5867 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 :

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{m1})

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 50648 + 2845,2080 \\ &= 53492,7947 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$W_{m2} = 234028,125 \text{ lb}$$

Karena $W_{m2} > W_{m1}$, maka yang mengontrol adalah W_{m2} .

- b. Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal.240

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

$$\begin{aligned} A_{m2} &= \frac{232261,875 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \\ &= 15,602 \text{ in}^2 \\ &= 0,1083 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- c. Perhitungan Bolting Optimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

$$\text{Ukuran baut} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 2,3000 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{m2}}{\text{root area}} = \frac{15,4841 \text{ in}^2}{2,300 \text{ in}^2} \\ &= 6,7834 \approx 7 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

$$\text{- Bolt spacing distance preference (C)} = 4 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{- Minimum radial distance (R)} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{- Edge distance (E)} = 2 \text{ in}$$

Bolting circle diameter (C)

$$C = d_i \text{ shell} + 2(14,5 \cdot g_o + R)$$

Dimana :

$$d_i \text{ shell} = 65,6250$$

$$g_o = \text{tebal shell } (t_s) = 3/16 \text{ in}$$

Maka bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned} C &= d_i \text{ shell} + 2 (14,5 \cdot g_o + R) \\ &= 76,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

- Diameter luar flange

$$\begin{aligned} \text{OD} &= C + 2E \\ &= 80,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

- Check lebar gasket

$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area}$

$$\begin{aligned} A_b \text{ actual} &= 7 \times 2,3 \text{ in} \\ &= 16,1000 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= 16,1 \times \frac{15000}{2 \times \pi \times 9000 \times 66,250} \\ &= 0,0645 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L < n = 2 \text{ in}$, jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

d. Perhitungan Moment

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \\ &= \left(\frac{15,6019 + 16,1000}{2} \right) \times 15000 \\ &= 237764,0625 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.101 hal. 242 :

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi dengan balt (h_G)

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} \\ &= \frac{75,9375 \text{ in} - 66,2500 \text{ in}}{2} \\ &= 4,90625 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$\begin{aligned} M_a &= W \cdot h_G \\ &= 1166529,932 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 53492,7947 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \cdot B^2 \cdot p$$

Dimana :

$$B = d_o \text{ shell reactor} = 66,000 \text{ in}$$

$$p = \text{tekanan operasi} = 14,7 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 \cdot B^2 \cdot p \\ &= 50266,06 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (h_D)

Dari Brownell & Young, persamaan 12.100 hal. 243 :

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= 5,03125 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment komponen M_D

Dari Brownell & Young, persamaan 12.96 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 252901,1244 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= W_{m1} - H \\ &= 53492,79 - 50647,587 \\ &= 2845,208 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Moment M_G

Dari Brownell & Young, persamaan 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 2845,208 \times 4,90625 \\ &= 13959,30 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.97 hal. 242 :

Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange.

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 50647,59 - 50266,062 \\ &= 381,525 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.102 hal. 244 :

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= 0,5 \times (4,98675 + 4,8437) \\ &= 4,96875 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment komponen M_T

Dari Brownell & Young, persamaan 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 1895,701 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= (249759,4956 + 13781,476 + 1871,8557) \text{ lb.in} \\ &= 268756,1270 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$M_a = 1166529,932$$

Karena $M_a > M_o$, maka $m_{\max} = M_a$

C. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan 12.85 hal. 239 :

$$f_t = \frac{Y.M_b}{t^2.B}$$

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \quad \text{dan} \quad k = A/B$$

Dimana :

$$A = \text{diameter luar flang} = 80,0625 \text{ in} = 6,672 \text{ ft}$$

$$B = \text{diameter dalam fla:} = 66,000 \text{ in} = 5,500 \text{ ft}$$

$$f = \text{stress yang diijinkan untuk bahan flang} = 18.750$$

Maka :

$$\begin{aligned} k &= A/B \\ &= (6,6615 \text{ ft}) / (5,500 \text{ ft}) \\ &= 1,21307 \end{aligned}$$

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

$$Y = 10,1$$

$$M = 1166529,93 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal flange :

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \\ t &= \sqrt{\frac{(10,1) \times (1151669,67 \text{ lb.in})}{(18750 \text{ psi}) \times (66 \text{ in})}} \\ &= 3,0856 \text{ in} \\ &= 0,25713 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.7 Perhitungan Sistem Penyangga Reactor

Sistem penyangga dirancang untuk penyangga beban dan perlengkapannya.

Beban-beban yang ditahan oleh penyangga reaktor meliputi:

- Berat shell reactor

- Berat tutup atas standard dishead
- Berat tutup bawah reactor
- Berat liquid dalam reactor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat jaket
- Berat attachment

Dasar Perhitungan

A. Berat shell reactor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

$$W_s = \text{berat shell reactor (lb)}$$

$$d_o = \text{diameter luar shell} = 66,000 \text{ in} = 5,5000 \text{ ft}$$

$$d_i = \text{diameter dalam shell} = 65,625 \text{ in} = 5,4688 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi shell reactor (L}_s) = 78,212 \text{ in} = 6,5177 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstrul} = 489,00 \text{ lb/ft}^3 \text{ (steel)}$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

Berat shell reactor :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

$$W_s = (\pi/4) \times [(5,5000 \text{ ft})^2 - (5,4583 \text{ ft})^2] \times (6,6072 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 857,6 \text{ lb}$$

$$= 388,995 \text{ kg}$$

B. Berat tutup atas standard dishead

Rumus :

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

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

Dimana :

$$W_d = \text{berat tutup atas reactor, lb}$$

$$A = \text{luas tutup atas standard dishead, ft}^2$$

$$t = \text{tebal tutup atas (tha)} = 3/16 \text{ in}$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstrul} = 489,00 \text{ lb/ft}^3 \text{ (steel)}$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

$$L = \text{crown rad (r)} = 66 \text{ in} = 5,5 \text{ ft}$$

$$h = \text{tinggi tutup atas reactor (ha)} = 11,091 \text{ in} = 0,924 \text{ ft}$$

a. Luas tutup atas :

$$\begin{aligned} A &= 6,28 \cdot L \cdot h \\ &= 4596,84 \text{ in}^2 \\ &= 31,9225 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_d &= A \cdot t \cdot \rho \\ &= (31,8617 \text{ ft}^2) \times (0,1875/12) \text{ ft} \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 243,91 \text{ lb} \\ &= 110,63 \text{ kg} \end{aligned}$$

C. Berat tutup bawah conical

Rumus :

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

$$A = 0,785 (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} + 0,78 d^2$$

(Hesse, persamaan 4-16 hal. 92)

Dimana :

$$W_d = \text{berat tutup atas reactor, lb}$$

$$A = \text{luas tutup bawah conical, ft}^2$$

$$t = \text{tebal tutup bawah (thb)} = 3/16 \text{ in}$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstrul} = 489,00 \text{ lb/ft}^3 \text{ (steel)}$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

$$D = \text{Diameter dalam silinder} = 65,6 \text{ in} = 5,469 \text{ ft}$$

$$h = \text{tinggi tutup bawah reactor (} = 18,944 \text{ in} = 1,579 \text{ ft}$$

$$m = \text{flat spot diameter (1/2 } \Gamma = 32,813 \text{ in} = 2,734 \text{ ft}$$

a. Luas tutup bawah :

$$A = 0,785 (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} + 0,78 d^2$$

$$= \left[(0,785) \times (5,4583 + 2,7292) \times \sqrt{4 \times (1,576)^2 + (5,4583 - 2,7292)^2} \right] + 0,78 \times 5,4583^2$$

$$= 46,279 \text{ ft}^2$$

$$= 555,35 \text{ in}^2$$

b. Berat tutup bawah :

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

$$= (46,1076 \text{ ft}^2) \times (0,1875/12) \text{ ft} \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 353,60 \text{ lb}$$

$$= 160,39 \text{ kg}$$

D. Berat liquid dalam reactor

Rumus :

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

$$m = \text{berat larutan dalam reactor}$$

$$= 6.663,1939 \text{ lb/jam}$$

$$= 3.022,4049 \text{ kg/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal liquid dalam reaktor}$$

$$= 0,5 \text{ jam}$$

Maka :

$$W_l = m \cdot t$$

$$= 6.631,2934 \text{ lb/jam} \times 0,5 \text{ jam}$$

$$= 3331,5969 \text{ lb}$$

$$= 1511,1791 \text{ kg}$$

E. Berat poros pengaduk dalam reactor

Rumus :

$$W_p = V \cdot \rho$$

$$V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot L$$

Dimana :

$$W_p = \text{berat poros pengaduk dalam reactor, lb}$$

$$V = \text{volume poros pengaduk, ft}^3$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstruksi} = 489,00 \text{ lb/ft}^3$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

$$D = \text{diameter poros pengadu} = 1,2295 \text{ in} = 0,102 \text{ ft}$$

$$L = \text{panjang poros pengaduk} = 78,367 \text{ in} = 6,531 \text{ ft}$$

a. Volume poros pengaduk :

$$\begin{aligned} V &= \pi/4 \cdot D^2 \cdot L \\ &= \pi/4 \cdot (0,08642 \text{ ft})^2 \cdot (6,6200 \text{ ft}) \\ &= 0,0538 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Berat poros pengaduk :

$$\begin{aligned} W_p &= V \cdot \rho \\ &= (0,0388 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 26,3152 \text{ lb} \\ &= 11,9363 \text{ kg} \end{aligned}$$

F. Berat impeller dalam reactor

Rumus :

$$W_i = V \cdot \rho$$

$$V = 4 (p \cdot l \cdot t)$$

$$p = D_i / 2$$

Dimana :

$$W_i = \text{berat impeller dalam reactor, lb}$$

$$V = \text{volume dari total blades, ft}^3$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstruksi} = 489,00 \text{ lb/ft}^3$$

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

$$p = \text{panjang 1 kupingan blade, ft}$$

$$l = \text{lebar 1 kupingan blade} = 5,2500 \text{ in} = 0,4375 \text{ ft}$$

$$t = \text{tebal 1 kupingan blade} = 5,4688 \text{ in} = 0,4557 \text{ ft}$$

$$D_i = \text{diameter pengaduk} = 26,250 \text{ in} = 2,1875 \text{ ft}$$

a. Volume impeller pengaduk :

$$\begin{aligned} p &= D_i / 2 \\ &= (2,1833 \text{ ft}) / 2 \\ &= 1,09375 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= 4 (p \cdot l \cdot t) \\ &= (4) \times (1,0917 \text{ ft}) \times (0,4367 \text{ ft}) \times (0,4547 \text{ ft}) \\ &= 0,87229 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Berat impeller pengaduk :

$$\begin{aligned}
 W_i &= V \cdot \rho \\
 &= (0,8673 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\
 &= 426,5518 \text{ lb} \\
 &= 193,4796 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

G. Berat jaket dalam reactor

$$W_j = \frac{\pi}{4} (D_o^2 - d_i^2) H \rho$$

Dimana :

W_j = berat jaket (lb)

D_o = diameter luar jaket = 108 in = 9,00 ft

D_i = diameter dalam jaket = 107,63 in = 8,9688 ft

H = tinggi jaket = 184,61 in = 15,384 ft

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489,000 lb/ft³

$$\begin{aligned}
 W_j &= \frac{\pi}{4} (D_o^2 - d_i^2) H \rho \\
 &= \frac{\pi}{4} (9^2 - 8,9688^2) \times 15,8867 \times 489 \\
 &= 3316,0829 \text{ lb} \\
 &= 1504,1420 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

H. Berat Air Pendingin

$$W_{\text{air pendingin}} = m \cdot t$$

Dimana :

m = berat air pendingin yang masuk jaket = 33.712,258 lb/jam

t = waktu tinggal = 0,5 jam

$$\begin{aligned}
 W_{\text{air pendingin}} &= m \cdot t \\
 &= 16856,129 \text{ lb} \\
 &= 7645,77155 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

I. Berat Attachment

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

Dari Brownell & Young, halaman 157) :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

W_a = berat attachment, lb

W_s = berat shell reactor = 857,5916 lb = 388,9950 kg

sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= 18\% W_s \\ &= 154,3665 \text{ lb} \\ &= 70,0191 \text{ kg} \end{aligned}$$

J. Berat total penyangga

$$W_1 = W_s + W_d (\text{tutup atas}) + W_d (\text{tutup bawah}) + W_l + W_p + W_i + W_j + W_a + W_r$$

Dimana :

$$W_s = 388,9950 \text{ kg}$$

$$W_d (\text{tutup atas}) = 110,6342 \text{ kg}$$

$$W_d (\text{tutup bawah}) = 160,3899 \text{ kg}$$

$$W_l = 1511,1791 \text{ kg}$$

$$W_p = 11,936293 \text{ kg}$$

$$W_i = 1511,1791 \text{ kg}$$

$$W_j = 1504,1420 \text{ kg}$$

$$W_a = 7645,7716 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi berat total penyangga adalah sebesar} &= 12844,2271 \text{ kg} \\ &= 28316,8215 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total beban penyangga adalah:

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= (10\% \times 30710,748) + 30710,748 \text{ kg} \\ &= 31148,5037 \text{ lb} \\ &= 14128,6498 \text{ kg} \end{aligned}$$

6.8 Perhitungan Kolom Penyangga Reactor (Leg)

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar perhitungan:

A. Menghitung penyangga (leg)

Beban tiap kali kompresi dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal 197 adalah

$$P = \frac{4 \times p_w \times (H-L)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana :

P = gaya yang bekerja pada 1 leg (beban tiap kolom)

p_w = total beban permukaan karena angin

H = tinggi reaktor dari batas base plate

L = jarak antara vessel dengan base plate

D_{bc} = diameter bolt circle

n = jumlah penyangga

ΣW = berat total reaktor

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg

Reaktor dirancang nantinya akan diletakkan dalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol)

Maka berlaku : $p_w = 0$

Untuk penahan dipilih jenis I-beam yang berjumlah 4 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = 7.787,126 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L = 5 ft
- Tinggi reaktor (H) = 108,2474 in = 9,0206182 ft
- Tinggi penyangga = $\frac{1}{2} (H + L)$
= 8,132 ft
= 97,584 in

B. *Tral ukuran I beam*

Untuk mendapatkan ukuran I-beam didasarkan pada ukuran standard pada Appendix G Brownell & Young halaman 355 yaitu :

Tral ukuran I-beam 3" ukuran 3 x 2 3/8 dengan pemasangan memakai beban eksentrik terhadap sumbu, didapatkan :

- Nominal size = 3 in
- Berat = 7,5 lb
- Area of section (A_y) = 2,17 in²
- Dept of beam (h) = 3 in
- Widht of flange (b) = 2,509 in
- Axis (r) = 1,15 in
- I_{1-1} = 2,9 in⁴

Menentukan bearing capacity (f_c)

$$\frac{l}{r} = \frac{97,5835}{1,15} = 84,8552 \text{ in}$$

Karena l/r antara 0-120 maka $f_c = 15000 \text{ psi}$ (B & Y. 1959)

$$\begin{aligned} f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{c \text{ eksentrik}} \\ &= f_c - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b} = 5.721,1823 \text{ psi} \end{aligned}$$

Luas (A) yang dibutuhkan

$$A = \frac{p}{f_{c \text{ aman}}} = \frac{7787,1259 \text{ lb}}{5721,1823 \text{ lb/in}^2} = 1,361 < A_y$$

$$\% \text{ beda} = \frac{2,17 - 1,3611}{2,17} \times 100\% = 37,276\% \text{ (memadai)}$$

6.9 Perancangan base plate

Pada hal 163 Hesse, 1945 base plate dibuat dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar adalah 20% (Hesse, 1945)

Material base plate = Beton

Ketahan bearing base plate terhadap stress (f_{bp}) = 600 lb/in²

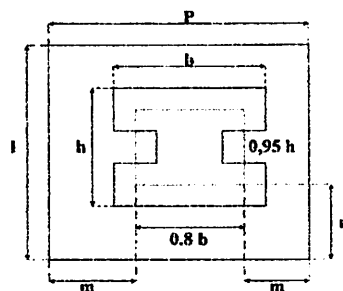
Kedalam beam (h) = 3 in

Lebar flange (b)

$$= 2,509 \text{ in}$$

A. Menghitung luas penampang base plate (A_{bp})

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{P}{f_{bp}} \\ &= \frac{7.787,13}{600} \\ &= 12,97854 \text{ in}^2 \end{aligned}$$



Gambar 6.7 Sketsa Base Plate

B. Panjang dan lebar base plate

$$\begin{aligned} A_{bf} &= \text{luas base plate} \\ &= 12,9785 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang base plate, in} \\ &= 2m + 0,95h \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} l &= \text{lebar base plate, in} \\ &= 2n + 0,8b \end{aligned}$$

Diasumsikan $m = n$ (Hesse, hal. 163)

$$b = 2,509$$

$$h = 3$$

Maka :

$$A_{bp} = (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b)$$

$$12,98 = [2m + (0,95 \times 3)] \times [2n + (0,8 \times 2,509)]$$

$$12,98 = (2m + 2,85) \times (2m + 2,007)$$

$$12,98 = 4m^2 + 9,714m + 5,720 \quad 9,714$$

$$0 = 4m^2 + 9,714m - 8,356 \quad -8,356$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-9,714) \pm \sqrt{(9,714)^2 - (4 \times 4) \cdot (-8,356)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 0,6735$$

$$m_2 = -3,10195$$

$$\text{Diambil } m = m_1 = 0,6735$$

$$\text{Sehingga : Panjang base plate (p) = } 2m + 0,95h$$

$$\begin{aligned}
 &= 4,1969 \text{ in} \approx 4 \text{ in} \\
 \text{Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\
 &= 3,3541 \text{ in} \approx 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 4 in dan lebar base plate 3 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 4 x 3 in dengan luas (A) = 15 in².

C. Peninjauan terhadap bearing capacity

Menghitung stress yang harus ditahan oleh *bearing* (fc')

$$f_c' = \frac{P}{A_{bp \text{ baru}}} = 519,1417 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

Karena $f_c' < f_c$ maka dimensi base plate sudah memenuhi

D. Peninjauan terhadap harga m dan n

m atau n dipakai adalah m atau n yang memiliki nilai yang terbesar

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang base plate (p)} &= \left| \begin{array}{c} 2m + 0,95h \\ 2n + 0,8b \end{array} \right| \quad m = 0,58 \text{ in} \\
 \text{Lebar base plate (l)} &= \left| \begin{array}{c} 2m + 0,95h \\ 2n + 0,8b \end{array} \right| \quad n = 0,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena nilai $m > n$, sehingga nilai m dijadikan sebagai acuan

E. Tebal base plate

Dari Hasse, 1945, halaman 163 didapatkan persamaan :

$$t_{hp} = \sqrt{0,00015 \times P_{act} \times n^2} = 0,1385 \text{ in}$$

$$\text{Dimana :} \quad \quad \quad = 1 \text{ in}$$

t = tebal base plate , in

P = aktual unit pressure yang terjadi pada base plate

$$f_c' = 519,1417 \text{ psi}$$

F. Ukuran Baut

Beban tiap baut :

$$\text{Gaya yang bekerja pada 1 leg (P)} = 7787,1259 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut pada tiap leg} = 4 \text{ buah}$$

Beban tiap baut :

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}} = 1.946,7815 \text{ lb}$$

Bahan Baut : *High alloy steel SA-193 grade B8t type 321*

$$\text{Max. Allowable stress (f)} = 15000 \text{ lb/in}^2$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} = 0,1298 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{1}{4} \pi \times d_{\text{baut}}^2$$

$$d = 0,4066 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut 1 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut	=	1	in
Root area	=	0,551	in
Bolt spacing min	=	2 1/4	in
Min radial distance	=	1 3/8	in
Edge distance	=	1 1/16	in
Nut dimension	=	1 5/8	in
Max filled radius	=	7/16	in

6.10 Perancangan Lug dan Gasket

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plat horisontal (untuk lug) dan 2 buah plat vertikal (untuk gusset). Dari Brownell & Young, 1959

Tipe = Double Gusset Plate

Bahan = High alloy steel SA-193 grade B8t type 321

Max Allowable Stress (f) = 15000 psi

A. Menghitung tebal horizontal plate (t_{hp})

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 My}{f_{\text{allowable}}}}$$

dimana :

t_{hp} = tebal plate horisontal, in

My = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

B. Menghitung jumlah moment sepanjang arah radial (M_y)

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \times (1 + \mu) L n \frac{2,1}{e \cdot \pi} + (1 - \partial_1)$$

Dimana :

M_y = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

P = gaya maksimum yang bekerja pada semua baut di bagian atas

$$\text{lug} = 7787,1259 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{Poisson's Ratio} = 0,3 \text{ for steel}$$

$$e = \text{radius} = 0,5 \text{ Nut Dimension across flats}$$

$$\partial = \text{Kostanta dari tabel 10.6}$$

$$l = \text{panjang lug}$$

C. Menentukan gusset spacing (b')

$$\text{Lebar flange (b)} = 2,509 \text{ in}$$

$$\text{Diameter baut (d}_{\text{baut}}) = 1 \text{ in}$$

$$b' = b + \left| 2 \times d_{\text{baut}} \right| = 4,5090 \text{ in}$$

D. Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta ∂_1

Untuk perancangan lug dengan disertai beban maka nilai dari panjang

lug adalah :

$$l = b_{\text{l-beam}} = \text{lebar flange} = 2,509 \text{ in}$$

$$\frac{b'}{l} = \frac{b}{2,509} = 1,7971 \quad \partial_1 = 0,0730 \quad (\text{Brownell. 1959, hal 192})$$

$$e = 4/5$$

$$\text{Sehingga, } M_y = 157,8103 \text{ lb.in}$$

$$\text{Kemudian tebal horizontal plate (t}_{\text{hp}}) \text{ dapat dihitung : } t_{\text{hp}} = 0,0316 \text{ in}$$

E. Menghitung tinggi gusset (hg) dan tebal Gusset (tg)

$$hg = A + \text{ukuran baut} = 10 \text{ in}$$

$$A = 10 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, 1959, persamaan 10,47 hal 194 didapatkan :

$$\begin{aligned} tg &= \frac{3}{8} t_{\text{hp}} \\ &= 0,0118 \text{ in} \end{aligned}$$

F. Menghitung tinggi lug (h)

$$\begin{aligned}
 h &= h_g + 2 \cdot t_{hp} \\
 &= 10,0631 \text{ in} \quad \#
 \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :

1. Lug

- Lebar = 10,0000 in
- Tebal = 0,0316 in
- Tinggi = 10,0631 in

2. Gusset

- Tebal = 0,0118 in
- Tinggi = 10,0631 in

6.11 Perhitungan Filter Katalis

Sistem filter katalis pada reaktor ini dirancang untuk mempertahankan katalis agar tetap berada pada reaktor.

Spesifikasi katalis : FeCl_3

Bentuk katalis : Butiran kristal kecil

Ukuran katalis : 10 nm

Jadi dirancang filter yang dipasang berukuran $>10\text{nm}$

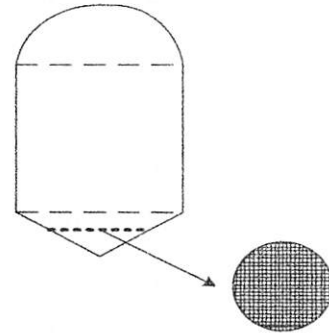
Diameter filter : D_t (diameter dalam reaktor)

: 65,6250 in

: 5,4688 ft

Lubang filter : 5,0000 nm

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316



Gambar 6.8 Ukuran filter

6.12 Perhitungan Pondasi**Perencanaan :**

a. Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

b. Ditentukan :

- Masing-masing penyangga diberi pondasi

- Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar perhitungan :

$$\text{Beban tiap kolom (W)} \quad W = P = 7.787,1259 \quad \text{lb}$$

A. Menghitung beban base plate (W_{bp})

$$\begin{aligned} W_{bp} &= p \cdot l \cdot t \cdot \rho \\ &= 3,395833 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 4,0000 in = 0,33 ft
- l = lebar base plate = 3,0000 in = 0,25 ft
- t = tebal base plate = 1,0000 in = 0,08 ft
- ρ = densitas bahan konstruksi = 489,00 lb/ft³

B. Menghitung beban penyangga (W_p)

(Perry 7th, 1999)

$$\begin{aligned} W_p &= L \cdot A \cdot F \cdot \rho \\ &= 6,263615 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

Dimana :

- L = tinggi kolom = 3 in = 0,250 ft
- A = luas kolom I-beam = 2,17 in² = 0,015 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4

D. Menghitung berat total reaktor dan support

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 7.796,785 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya ada gaya vertikal dari berat kolom untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut dapat

- diambil
- * Luas pondasi atas = 10 x 10 in = 100 in²
 - * Luas pondasi bawah = 20 x 20 in = 400 in²
 - * Tinggi (t) = 15 in
 - * Luas pondasi rata-rata (A) = 250 in²
 - * Volume pondasi (V) = A/t
= 3.750 in³ = 2,170 ft³
 - * Bahan konstruksi pondasi = semen-batu-pasir (*stanonosand*)

$$\begin{aligned}
 * \text{ Densitas} &= 137,00 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry 7th, 1999}) \\
 * \text{ Berat Pondasi (W)} &= V \times \rho \\
 &= 297,29 \text{ lb} = 134,850 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

* Menghitung tekanan tanah

Dari Hesse. 1945, halaman 327 pada tabel 12,2 menyatakan bahwa Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Save bearing power minimum} &= 5 \text{ ton/ft}^2 \\
 - \text{ Save bearing power maximum} &= 10 \text{ ton/ft}^2
 \end{aligned}$$

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$P = 10 \text{ ton/ft}^2 = 22046 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\text{Tekanan pada } t^{293} (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{-0,37}$$

$$\begin{aligned}
 P &= W/A \\
 &= 29,9980 \text{ lbf/in}^2 \\
 &= 4.319,7071 \text{ lbf/ft}^2 < 22046 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (10 x 10) in luas atas dan (20 x 20) in luas bawah dengan tinggi pondasi 15 in dapat digunakan.

Spesifikasi Reaktor (Klorinator)

Nama alat	:	Reaktor
Kode	:	R - 110
Fungsi	:	Mereaksikan benzene (C ₆ H ₆) dan gas klor (Cl ₂) dengan bantuan katalis feriklorida (FeCl ₃) yang menghasilkan klorobenzene (C ₆ H ₅ Cl) dan diklorobenzene (C ₆ H ₄ Cl ₂)
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$
Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	:	18.750 psi
Tipe pengelasan	:	Double welding butt joint
faktor korosi (C)	:	1/16 in

Faktor pengelasan (E)	:	0,85
L/D	:	1,5 = $L_s = 1,5 D_T$
Feed	:	3.022,405 kg/jam = 6.663,194 lb/jam
Kondisi operasi	:	60 °C ; 1 atm = 14,696 psia
Waktu operasi	:	30 menit = 1/2 jam
Jumlah reaktor	:	1 buah

A. Dimensi Reaktor

Diameter Luar (D_o)	=	66 in	=	1,6764 m
Diameter Dalam (D_i)	=	65,6250 in	=	1,6669 m
Tinggi silinder (L_s)	=	78,2125 in	=	1,9866 m
Tebal Silinder (t_s)	=	3/16 in	=	0,0048 m
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	3/16 in	=	0,0048 m
Tebal tutup bawah (t_{hb})	=	3/16 in	=	0,0048 m
Tinggi tutup atas (h_a)	=	11,0906 in	=	0,2817 m
Tinggi tutup bawah (h_b)	=	18,9443 in	=	0,4812 m
Tinggi Reaktor (H)	=	108,2474 in	=	2,7495 m

B. Diemensi Pengaduk Reaktor

Tipe	=	six blade dengan four baffles
Diameter impeller (D_a)	=	26,2500 in
Tinggi impeller dari dasar tangki (C=	=	21,8728 in
Lebar impeller (W)	=	5,2500 in
Panjang impeller(I)	=	6,5625 in
Jumlah pengaduk (n)	=	1 buah
Daya (P)	=	6,25 hp
Panjang poros/batang (L)	=	78,3667 in
Diameter poros (D)	=	1,2295 in

C. Diemensi Nozzle

Keterangan simbol:

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan benzene (C_6H_6)
- Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan katalis ($FeCl_3$)
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran gas ke absorber

- Nozzle D = Nozzle untuk manhole
- Nozzle E = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- Nozzle F = Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle G = Nozzle untuk sparger
- NPS = Ukuran pipa nominal (in)
- A = Diameter luar flange (in)
- T = Ketebalan flange minimum (in)
- R = Diameter bagian lubang menonjol (in)
- E = Diameter hubungan pada alas (in)
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
- L = Panjang julukan (in)
- B = Diameter dalam flange (in)

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 1/3	1,66	2 1/4	1,38
B	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
C	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
D	20	27 1/2	1 2/3	23	22	20	3 11/16	19,25
E	5	10	1	7 5/16	6 4/9	5,56	3 1/2	5,05
F	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 2/3	8,63	4	7,98
G	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 1/3	1,66	2 1/4	1,38

D. Dimensi Sparger

Luas lubang spray	:	0,0037	ft ²
Superficial velocity gas	:	2,3181	ft/s
Rate volumetric gas	:	4,7777	ft ³ /s
Jarak antar lubang (P _T)	:	13,3488	ft
Luas satu segitiga	:	0,2679	ft ²
Jumlah lubang	:	93	lubang

E. Dimensi Jaket Pendingin

Diameter Luar (doj)	=	108,0000	in	=	2,7432	m
Diameter Dalam (dij)	=	107,6250	in	=	2,7337	m
Tinggi silinder (Lsj)	=	154,8175	in	=	3,9324	m

Tebal Silinder (t_{sj})	=	3/16	in	=	0,0048	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	3/16	in	=	0,0048	m
Tinggi tutup bawah (h_b)	=	31,0687	in	=	0,7891	m
Tinggi total jaket (H_j)	=	184,6121	in	=	4,6892	m

F. Dimensi Gasket, Bolting dan Flange

- Gasket

Bahan Konstruksi	=	Asbestos filled
Gasket faktor	=	3,75
Min design seating stress (=	9000 psia
Tebal gasket	=	1/4 in

- Bolthing

Bahan Kontruksi	=	High Alloy Steel SA 193 Grade B type 347
Allowable stress (f)	=	15.000 psia
Ukuran baut	=	2 in
Jumlah b0lting	=	7 buah
Bolt spacing minimum (B_s)	=	4 1/4 in
Min. Radial distance (R)	=	2 1/2 in

- Edge distange (E) = 2 in

Flange pada tangki

Bahan Kontruksi	=	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Allowable stress (f)	=	18.750 lb/in ²
Type Flange	=	Ring flange loose type
Tebal Flange	=	3,0856 in

G. Dimensi Sistem Penyangga Reactor

- Leg Support

Berat total reaktor (W_T)	=	31.148,50	lb
Jenis	=	I-beam	
Ukuran	=	3 × 2 3/8	in
Nominal size	=	3	in
Berat	=	7,5	lb
Area of section (A_y)	=	2,17	in ²

Dept of beam (h)	=	3	in
Widht of flange (b)	=	2,509	in
Axis (r)	=	1,15	in
I_{1-1}	=	2,9	in ⁴
Tinggi Penyangga	=	97,584	in
Jumlah penyangga	=	4	buah

- Dimensi Base Plate

Ukuran baut	=	1	in
Root area	=	5/9	in ²
Bolt spacing minimum (Bs)	=	2 1/4	in
Minimum radial distance (R)	=	1 3/8	in
Edge distange (E)	=	1	in
Nut dimension	=	1 5/8	in
Max. Fillet radius	=	4/9	in

- Lug and Gusset

Lug		Gusset	
Lebar =	10,0000 in	Tebal =	0,0118 in
Tebal =	0,0316 in	Tinggi =	10,0631 in
Tinggi =	10,0631 in		

H. Dimensi Pondasi

Luas pondasi atas	=	10 x 10 in	=	100 in ²
Luas pondasi bawah	=	20 x 20 in	=	400 in ²
Tinggi (t)	=	15 in		
Luas pondasi rata-rata (A)	=	250 in ²		
Volume pondasi (V)	=	3750 in ³	=	2,170028 ft ³
Bahan konstruksi pondasi	=	semen-batu-pasir (<i>stanonosand</i>)		
Densitas	=	137,00 lb/ft ³	(Perry 7th, 1999)	
Berat Pondasi (W)	=	V x ρ		
	=	297,29 lb	=	134,8495 kg

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Dalam suatu pabrik kimia 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.

Dalam pengaturan dan pengendalian kondisi operasi dan peralatan proses sangatlah diperlukan adanya peralatan (instrumentasi) kontrol. Di mana instrumentasi ini merupakan suatu alat penunjuk atau indikator, suatu perekam, atau suatu pengontrol (controller). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur dan dikontrol, seperti tekanan, temperatur, ketinggian cairan, kecepatan aliran, dan sebagainya.

7.1. Instrumentasi

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. Pengendalian operasi/proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar diperlukan secara cermat dan akurat. Pengetahuan akan pemilihan alat-alat pengendalian proses ini penting karena menyangkut harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal.

Pada umumnya instrumentasi dibagi berdasarkan proses kerjanya menjadi :

1. Proses Manual

Pada proses manual, peralatan yang digunakan hanya terdiri atas instrumen penunjuk dan pencatat saja yang sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia.

2. Proses Otomatis

Sedangkan untuk pengaturan secara otomatis, peralatan instrumentasi dihubungkan dengan suatu alat kontrol. Peralatan tersebut antara lain :

a. Sensing element / Primary element

Merupakan elemen yang dapat mendeteksi adanya perubahan dari variabel yang diukur.

b. Elemen pengukur

Merupakan elemen yang menerima keluaran dari elemen primer dan melakukan pengukuran. Yang termasuk dalam elemen pengukur adalah alat-alat penunjuk / indicator dan alat – alat pencatat.

c. Elemen pengontrol

Merupakan elemen yang menunjukkan harga perubahan dari variabel yang dirasakan oleh sensing elemen dan diukur oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga yang sesuai dengan perubahan. Tenaga yang diatur dapat berupa tenaga mekanis, elektrik, maupun pneumatis.

d. Elemen proses sendiri

Merupakan elemen yang mengubah input ke dalam proses, sehingga variabel yang diukur tetap berada pada range yang diinginkan.

Pada pra rencana pabrik ini, instrumen yang digunakan adalah alat kontrol manual dan alat kontrol otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis maupun ekonomis. Tujuan penggunaan instrumentasi ini diharapkan akan tercapai hal-hal berikut ini :

- Menjaga variabel proses pada batas operasi aman.
- Kualitas produksi lebih terjamin.
- Memudahkan pengoperasian suatu alat.
- Kondisi berbahaya dapat diketahui lebih awal dengan menggunakan alarm peringatan.
- Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor- faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumentasi yaitu :

- Range yang diperlukan untuk pengukuran
- Ketelitian yang dibutuhkan
- Bahan konstruksi
- Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
- Faktor ekonomi

Dengan adanya instrumentasi ini, diharapkan semua proses akan dapat berjalan dengan lancar sesuai dengan apa yang diharapkan.

Pada pra rencana pabrik chlorobenzen ini dipasang beberapa alat kontrol sebagai berikut :

1. Level Indikator (LI)

Alat ini dipasang pada peralatan proses yang bekerja secara kontinu . Alat ini berfungsi untuk menjaga dan mengatur ketinggian larutan yang ada dalam tangki agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan.

2. Temperatur Controller (TC)

Alat ini dipasang pada peralatan yang perlu pengaturan dan penjagaan suhu agar beroperasi pada temperatur konstan.

3. Flow Controller (FC)

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan sehingga aliran yang masuk keperalatan proses tetap konstan

4. Flow Ratio Controller (FRC)

Flow Ratio Controller dipasang pada tangki pelarutan karena terdapat dua bahan yang masuk dan akan bereaksi. FRC berfungsi untuk menjaga perbandingan rate bahan masuk agar tetap konstan sesuai dengan yang dibutuhkan.

5. Pressure Controller (PC)

Berfungsi untuk mengatur tekanan dalam suatu proses secara berlanung.

6. Weight Controller (WC)

Berfungsi untuk mengatur berat bahan dalam suatu system agar sesuai dengan yang telah ditentukan.

Secara keseluruhan, instrumentasi peralatan pabrik klorobenzen dapat dilihat pada tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

Tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumen
1.	Heater Benzen (C_6H_6)	E-113A	TC
2.	Storage Klorin (Cl_2)	F-111B	PI
3.	Ekspander	G-114	PC
4.	Heater Cl_2	E-113B	TC
5.	Bin $FeCl_3$	F-115	WC
6.	Reaktor	R-110	FRC, TC
7.	Cooler	E-116	TC
8.	Absorber	D-117	TC, FC
9.	Netralizer	R-120	TC

10.	Heater	E-125	TC
11.	Mixer	M-124	FRC
12.	Cooler	E-132	TC
13.	Heater	E-135	TC
14.	Distilasi I	D-130	TC, FRC, LC
15.	Kondensor	E-143A	TC
16.	Cooler	E-146A	TC
17.	Reboiler	E-141A	TC
18.	Distilasi II	D-140	TC, FRC, LC
19.	Kondensor	E-143B	TC
20.	Cooler	E-146B	TC
21.	Reboiler	E-141B	TC
22.	Cooler	E-146C	TC

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawan, juga menyangkut lingkungan dan masyarakat di sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja, sehingga kontinuitas dan keefektifan kerja dapat terjamin.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah sebagai berikut :

a. Latar belakang pekerja

Merupakan sifat atau karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya yang dapat mempengaruhi pekerja dalam melakukan pekerjaannya, sehingga dapat menyebabkan kelalaian pekerja.

b. Kelalaian pekerja

Adanya sikap gugup, tegang, mengabaikan keselamatan, dan lain-lain, akan menyebabkan pekerja akan melakukan tindakan yang tak aman.

c. Tindakan yang tidak aman dan bahaya mekanis atau fisik

Tindakan yang tidak aman dari pekerja, seperti berdiri di bawah beban tersuspensi, menjalankan mesin tanpa pelindung, atau bahaya mekanis, seperti gear yang tidak dilindungi, penerangan yang tidak cukup, dan sebagainya.

d. Kecelakaan

Kecelakaan ini dapat berupa jatuhnya pekerja, pekerja tertumbuk benda yang melayang, pekerja yang terbentur benda yang jatuh dari atas, dan sebagainya sehingga dapat menimbulkan luka.

Secara umum pada Pra Rencana Pabrik Klorobenzen ini ada 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu:

1. Keselamatan konstruksi

- Konstruksi bangunan, peralatan produksi, baik langsung maupun tak langsung, harus cukup kuat, serta pemilihan bahan konstruksinya harus tepat.
- Pada tempat-tempat berbahaya harus diberi peringatan yang jelas.
- Jarak antara peralatan, mesin-mesin serta alat proses harus diperhatikan.

2. Bahaya yang disebabkan oleh adanya api, listrik dan kebakaran

- Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang dapat menyebabkan kebakaran.
- Untuk mencegah dan mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, maka digunakan isolasi – isolasi panas, isolasi listrik dan pada tempat bertekanan tinggi harus diberi penghalau atau pagar.

3. Memberikan penjelasan – penjelasan mengenai bahaya- bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya.

4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan, jika terjadi bahaya.

5. Penyediaan alat – alat pencegah kebakaran, baik akibat listrik, maupun api.

6. Ventilasi

Ruang kerja harus mendapatkan ventilasi yang cukup, sehingga pekerja dapat leluasa untuk dapat menghirup udara segar, yang berarti ikut serta menjamin kesehatan dan keselamatan pekerja.

7. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelekaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain
- Penempatan boiler pada tempat yang jauh dari kerumunan pekerja

- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu *pressure* kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol

8. Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat eksotermis
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu *pressure* kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol

9. Perpipaan

- Jalur proses yang terletak di atas permukaan tanah lebih baik untuk mencegah timbulnya bahaya akibat kebocoran daripada diletakkan di bawah tanah sehingga sulit untuk mengetahui letak kebocoran.
- Pengaturan dari perpipaan dan valve penting untuk mengamankan operasi. Jika terjadi kebocoran pada check valve sebaiknya diatasi dengan pemasangan block valve di samping check valve tersebut.
- Sebelum pipa-pipa dipasang, sebaiknya dilakukan tes hidrostatis yang bertujuan untuk mencegah terjadinya stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu, atau pada bagian fondasi.

10. Karyawan

Para karyawan, terutama operator perlu diberi bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan.

11. Listrik

- Pada pengoperasian peralatan listrik perlu dipasang peralatan pengaman berupa pemutus arus, jika sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat (konsleting) yang dapat menyebabkan kebakaran. Juga perlu diadakan pemeriksaan adanya kabel yang terkelupas, yang dapat membahayakan pekerja jika tersentuh kabel tersebut.

12. Pencegahan dan penanggulangan kebakaran

- Bangunan seperti work shop, laboratorium, dan kantor, diletakkan berjauhan dengan unit operasi.

- Antara unit yang satu dengan unit yang lain dipisahkan dengan jalan sehingga dapat menghambat jalannya api ketika terjadi kebakaran.
- Pengamanan bila terjadi kebakaran dilengkapi dengan baju tahan api dan alat-alat bantu pernafasan.
- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak ditempat yang tertutup dan jauh dari sumber api
- Larangan merokok dilingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan
- Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat yang panas
- Pemasangan alat pemadam kebakaran disetiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau

7.2.1. Pengamanan Alat

Untuk menghindari kerusakan alat, seperti peledakan atau kebakaran, maka pada alat tertentu perlu dipasang suatu pengaman, seperti safety valve, isolasi, dan pemadam kebakaran.

7.2.2. Keselamatan Kerja Karyawan

Pada karyawan, terutama operator, perlu diberikan bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun jiwa orang lain. Disamping itu perusahaan juga melakukan upaya untuk menunjang dan menjamin keselamatan kerja para karyawan dengan tindakan :

1. Memasang penerangan dan ventilasi yang baik, system perpipaan teratur dan menutup motor-motor yang bergerak.
2. Menyediakan sarana pemadam kebakaran yang mudah terjangkau.
3. Memasang tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat yang rawan kecelakaan.
4. Pengaturan peralatan yang baik sehingga para pekerja dapat mengoperasikan peralatan secara baik.

Alat pelindung yang diperlukan dapat terlihat pada table berikut ini :

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik chlorobenzen :

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Gudang, bagian proses, storage, laboratorium
2.	Helm pengaman	Gudang, bagian proses, storage
3.	Sarung tangan	Gudang, bagian proses, storage, laboratorium
4.	Sepatu karet	Gudang, bagian proses, storage
5.	Isolasi panas	Utilitas (reboiler), ruang proses (reaktor, kolom distilasi), perpipan
6.	Pemadam kebakaran	Semua ruang di areal pabrik
7.	P3K	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Klorobenzen ini, antara lain:

- Air yang berfungsi sebagai air pendingin (*cooling water*), air umpan boiler, air sanitasi.
- Steam yang berfungsi sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi menjalankan alat-alat produksi dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi tiga unit, antara lain:

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

8.1. Unit Penyediaan Air

8.1.1. Air Pendingin

Air yang berfungsi sebagai pendingin pada proses ini dibutuhkan sebanyak 27.124,0793 kg/jam. Air digunakan sebagai media pendingin dengan alasan sebagai berikut:

- Air merupakan materi yang banyak tersedia
- Mudah dikendalikan dan mudah dalam penggunaannya
- Dapat menyerap panas dengan baik
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Adapun syarat-syarat air yang digunakan sebagai media air pendingin, sebagai berikut:

- Jernih, maksudnya air harus bersih, tidak terdapat partikel-partikel kasar seperti pasir, tanah dan lumut yang dapat menyebabkan air kotor.

- Tidak menyebabkan korosi
- Tidak mengandung zat-zat organik

8.1.2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam sebesar 1966,2154 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan adanya kebocoran akibat transmisi 20%. Sehingga kebutuhan air umpan boiler sebanyak 351,8094 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler. Syarat-syaratnya antara lain:

- Total padatan = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 mg/L
- Tembaga = 0,5 mg/L
- Oksigen = 0,007 mg/L
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residual fosfat = 140 ppm

Selain itu 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 terlarut dalam jumlah yang besar.

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

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

8.1.3. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dibutuhkan sebesar

2383,6758 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut:

a. Syarat Fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- pH netral
- Tidak berbusa

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

8.2. Unit Penyediaan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan = 473,15 kPa
- Temperatur = 200 °C

Zat-zat yang terkandung dalam 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 boiler:

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

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

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler

- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid - solid yang menempel sehingga mengakibatkan terjadinya korosi

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan:

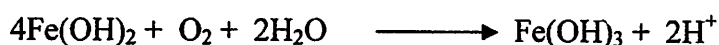
- isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- kerak yang terbentuk dapat sewaktu-waktu pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

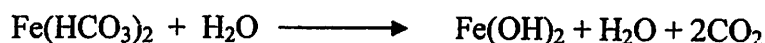
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂ yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan pipa yaitu:



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 bikarbonat dalam air akan membentuk CO₂, karena pemanasan dan adanya tekanan, CO₂ yang terjadi akan bereaksi dengan air membentuk asamkarbonat. Asam karbonat tersebut akan bereaksi dengan garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan, garam bikarbonat ini akan membentuk CO₂ lagi.



8.3. Unit Pengolahan Air

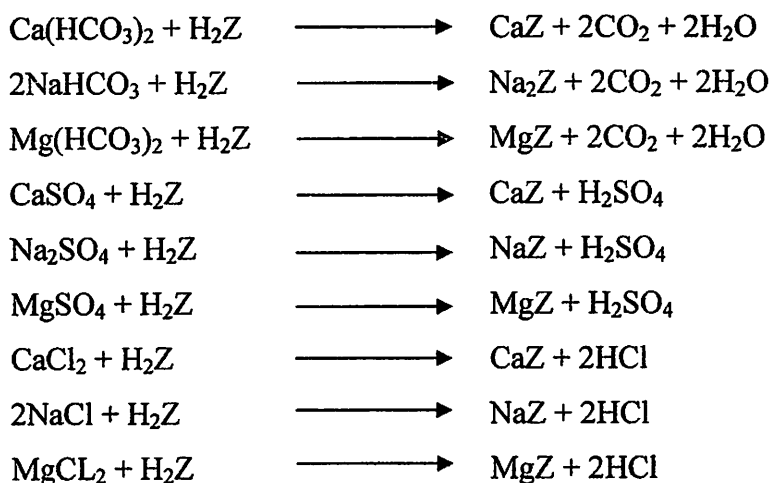
Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler. Adapun proses pengolahannya adalah:

Air dipompa (L-217) menuju bak sedimentasi (F-216) untuk mengendapkan kotoran-kotoran pada air sungai. Setelah itu air dipompa (L-215) menuju bak skimmer (L-214) untuk mengambil kotoran-kotoran yang mengapung dan memisahkan endapannya. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-213) menuju tangki *clarifier* (M-212) untuk ditambah alum sehingga terjadi flokulasi. Air tersebut dipompa (L-211) menuju sand

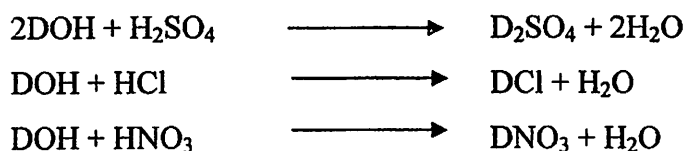
filter (H-210) untuk menghilangkan bau dan warnanya. Dan ditampung pada bak air bersih (F-222). Air pada bak air bersih siap untuk diolah lagi sesuai dengan fungsinya masing-masing yaitu:

a. Pengolahan air umpan boiler

Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari dua tangki yaitu tangki kation exchanger (D-220A) dan tangki kation exchanger (D-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (Hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang digunakan adalah de-acidite (DOH). Air dari bak penampung air bersih akan dialirkan dengan pompa (L-221) menuju tangki kation exchanger sehingga terjadi reaksi :



Ion-ion bikarbonat, sulfat, dan klor akan diikat oleh ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 , dan HCl . Selanjutnya air ini dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion-anion yang tidak dikehendaki dengan reaksi:



Jadi keluaran dari tangki demineralizer adalah garam-garam kalsium, natrium, dan magnesium terikat oleh ion kation exchanger dalam bentuk CaZ , NaZ , dan MgZ . Sedangkan H_2SO_4 , HCl , HNO_3 akan terikat oleh anion exchanger dalam bentuk D_2SO_4 , DCl , DNO_3 . sehingga setelah keluar dari demineralizer tersebut air telah bebas dari ion-ion pengganggu. Keluar dari tangki demineralizer air dialirkan pada bak air lunak (F-223). Air lunak ini digunakan sebagai air umpan boiler, yaitu dipompa (L-224) ke dalam tangki deaerator (D-225) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air

umpan boiler dengan pemanasan steam. Setelah itu air dipompa (L-226) ke dalam boiler (Q-227) untuk dirubah menjadi steam. Steam yang terbentuk dialirkan ke peralatan, dan kondensat yang dihasilkan direcycle ke dalam bak air lunak.

b. Pengolahan air pendingin

Air dari bak air bersih (F-222) dipompa (L-233) menuju bak air pendingin (F-232). Keluar itu air dipompa menuju peralatan dengan pompa (L-231) dan air sisa pendingin didinginkan kembali pada cooling tower (P-230) dan air tersebut dialirkan kembali ke bak air pendingin sebagai recycle.

c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih (F-222) dipompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan Cl_2 sebanyak 1 ppm. Dari bak klorinasi tersebut dipompa (L-242) dan digunakan sebagai air sanitasi.

d. Air proses

Air proses diambil dari bak (F-223) dan kemudian dialirkan sebagai air proses.

8.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN dan generator. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik Klorobenzen digunakan untuk:

- keperluan proses dan utilitas
- keperluan penerangan seluruh area pabrik

Dari Appendix D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik klorobenzen adalah sebesar 148,8032 KWH yang meliputi:

- proses: 25,3538 kWH
- penerangan: 121,4494 kWH

Kebutuhan listrik tersebut dipenuhi oleh PLN dan pabrik ini memiliki satu buah generator 205 KVA.

8.5. Unit penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar merupakan bahan padat, cair maupun gas yang dapat bereaksi dengan oksigen secara eksotermal. Bahan bakar yang dipakai dalam Pra Rencana Pabrik Klorobenzen adalah diesel (solar).

Kebutuhan bahan bakar total = 16,4932 kg/jam = 395,8368 Kg/hari

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dalam pendirian suatu pabrik, pemilihan lokasi pabrik merupakan faktor yang sangat penting, karena hal ini berkaitan erat dengan efisiensi perusahaan. Lokasi suatu pabrik harus dipertimbangkan berdasarkan teknis pengoperasian pabrik serta sudut ekonomisnya dari perusahaan tersebut yang dapat mempengaruhi lancar atau tidaknya produksi. Pada dasarnya daerah pengoperasian suatu pabrik ditentukan oleh 5 faktor utama, sedangkan lokasi yang tepat dari pabrik tersebut ditentukan oleh beberapa faktor khusus.

9.1.1. Faktor Utama

a. Bahan baku

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada bahan baku adalah:

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku
- cara memperoleh dan membawanya ke pabrik
- kualitas baha baku yang ada

b. Pemasaran

Hal-hal yang harus diperhatikan mengenai daerah pemasaran:

- Daerah dimaana produk akan dipasarkan
- Daya serap pasar dan prospek yang akan datang
- Pengaruh saingan yang ada
- Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut

c. Tenaga listrik dan bahan bakar

Hal-hal yang harus diperhatikan:

- Kemungkinan pengadaa listrik dan PLN
- Sumber bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar

d. Penyediaan air

Air biasanya diperoleh dari beberapa sumber diantaranya:

- Dari sungai
- Dari PDAM
- Dari kawasan industry

jika kebutuha air besar, maka pemakaian air sumber/air sungai lebih ekoomis,hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- kemampuan sumber untuk melayani pabrik
- kualitas air yang ada
- pengaruh musim terhadap ketersediaan air
- nilai ekonominya

e. Keadaan geografis dan iklim

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksi bangunan.
- kelembaban dan temperatur udara
- adanya badai, angin topan dan gempa bumi

9.1.2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran suplai bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu singkat. karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti:

- jalan raya yang dapat dilalui kendaraan yang bermuatan berat
- lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai

b. Tenaga Kerja

Tenaga kerja tetap dan ahli dapat diperoleh dari daerah sekitarnya karenadaerah ini merupakan kota besar di Jawa sehingga tersedia banyaktenaga kerja baik tenaga kerja kasar ataupun tenaga kerja ahli.

c. Undang-undang dan peraturan

Undang-undang dan peraturan yang perlu diperhatikan antara lain:

- ketentuan tentang daerah industri

- ketentuan tentang penggunaan jalan umum yang ada
- ketentuan umum lain bagi industri didaerah lokasi pabrik

d. Perpajakan dan asuransi

Hal-hal yang harus diperhatikan :

- macam pajak dan sistem yang berlaku, misalnya pajak kekayaan, pajak penghasilan, pajak persero, dan peraturan yang berhubungan dengan perpajakan.
- asuransi peralatan, asuransi jiwa, asuransi kecelakaan kerja dan lain-lain.

e. Karakteristik dan lokasi

dalam memilih lokasi pabrik maka harus diperhatikan karakteristik sebagai berikut:

- struktur tanah, daya dukung pada pondasi bangunan pabrik dan pengaruh air
- penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan.

f. Faktor lingkungan disekitar pabrik

Hal-hal yang harus diperhatikan antara lain:

- adat istiadat atau kebudayaan daerah lokasi pabrik
- fasilitas perumahan, sekolah dan tempat ibadah
- fasilitas kesehatan dan rekreasi

g. Pembuangan limbah

Hal yang berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh unit buangan pabrik berupa buangan gas, cair, maupun padat, yaitu dengan memperhatikan peraturan pemerintah yang ada.

9.2. Pemilihan Lokasi

Berdasarkan faktor-faktor diatas, maka pabrik Klorobenzene ini direncanakan didirikan di Kec. Balongan, Kab.Indramayu, Jawa Barat.

Pemilihan lokasi ini didasari oleh beberapa faktor yaitu :

1. Letak sumber bahan baku

Bahan baku pembuatan Klorobenzene adalah Benzene dan Klor. Dimana benzene disuplai oleh PT Pertamina Balongan. dan klor dapat dipenuhi dari PT. Petrokimia Gresik.

2. Pemasaran

Produk Klorobenzene ini rencananya akan dipasarkan ke industri-industri dalam negeri yang memproduksi pestisida, suku cadang mobil, zat warna, dan beberapa industri yang membutuhkan pelarut titik didih tinggi dalam sintesis organik. Apabila kebutuhan dalam negeri terpenuhi rencana pemasaran akan diperluas keluar negeri.

3. Sarana utilitas yang memadai

Sarana utilitas meliputi air, bahan bakar, dan listrik. persediaan air merupakan syarat utama pendirian pabrik kimia, kebutuhan air ini diperoleh dari air sungai cimanuk yang merupakan sungai terbesar didaerah Indramayu. Kebutuhan bahan bakar dari pertamina. kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan generator.

4. Terdapatnya sarana pengangkutan

Lokasi pabrik ini daerah yang sudah ada sarana transportasi seperti pelabuhan maupun jalan raya sehingga sarana transportasi bahan baku dan produk akan lebih terjamin.

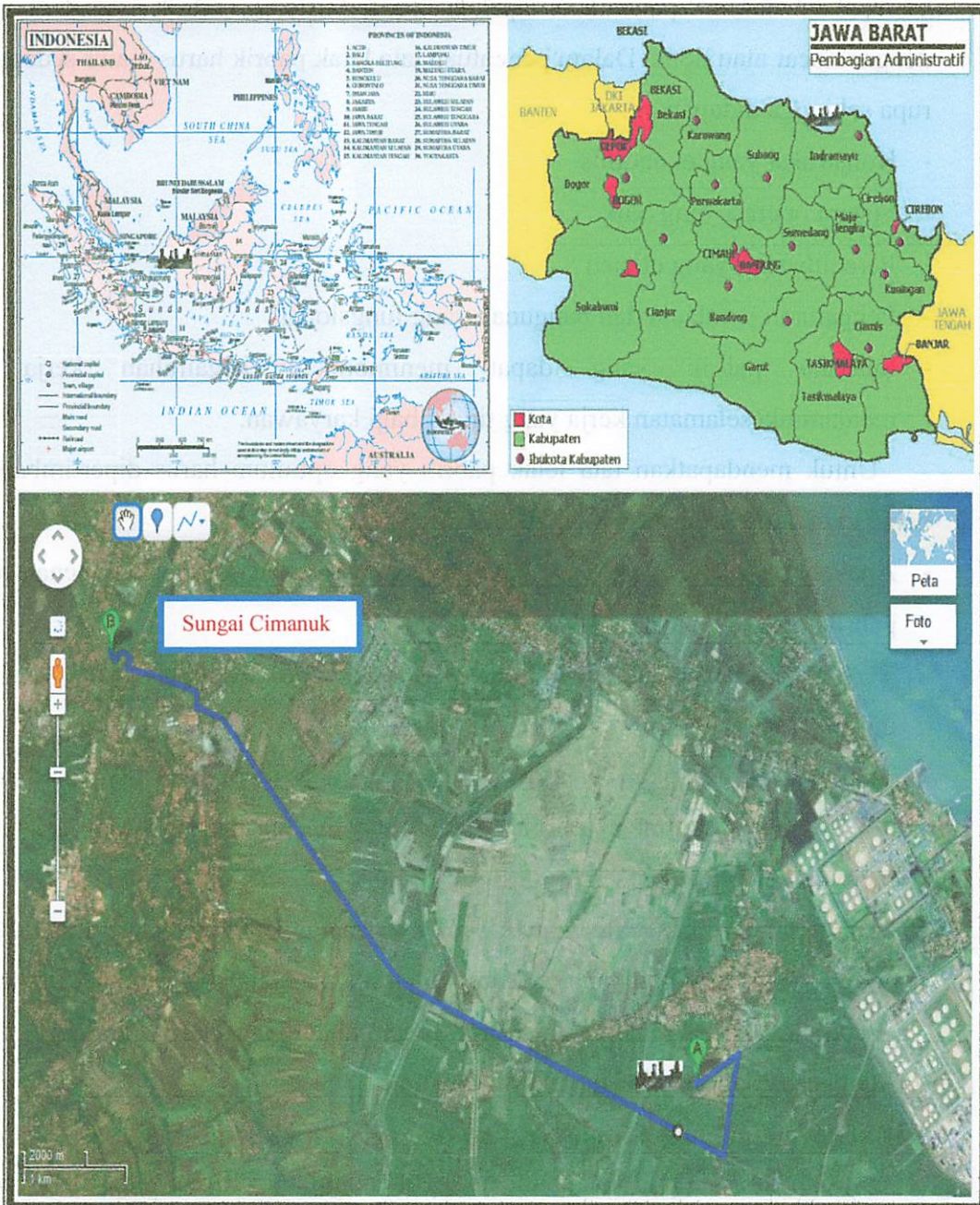
5. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik buruh maupun tenaga ahli dapat diperoleh di daerah ini.

Tabel 9.1 Pemilihan lokasi dengan nilai tertinggi

No	Faktor	Bobot maks	Pasuruan	Balongan	Gresik
1	Bahan baku	100	70	90	90
2	Pemasaran	100	80	80	80
3	Listrik dan bahan bakar	100	90	95	90
4	Kebutuhan air	100	90	90	80
5	Iklim	100	90	90	90

6	Tenaga kerja	100	90	90	90
7	Karakteristik tempat	100	85	90	85
		700	595	625	605



Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik Klorobenzene

9.3. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah peletakan atau pengaturan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material, handling. Pembuatan tata letak pabrik merupakan suatu hal penting, karena merupakan faktor penentuan apakah proses suatu pabrik dapat berjalan dengan lancar atau tidak. Dalam penentuan tata letak pabrik harus diatur sedemikian rupa sehingga didapatkan:

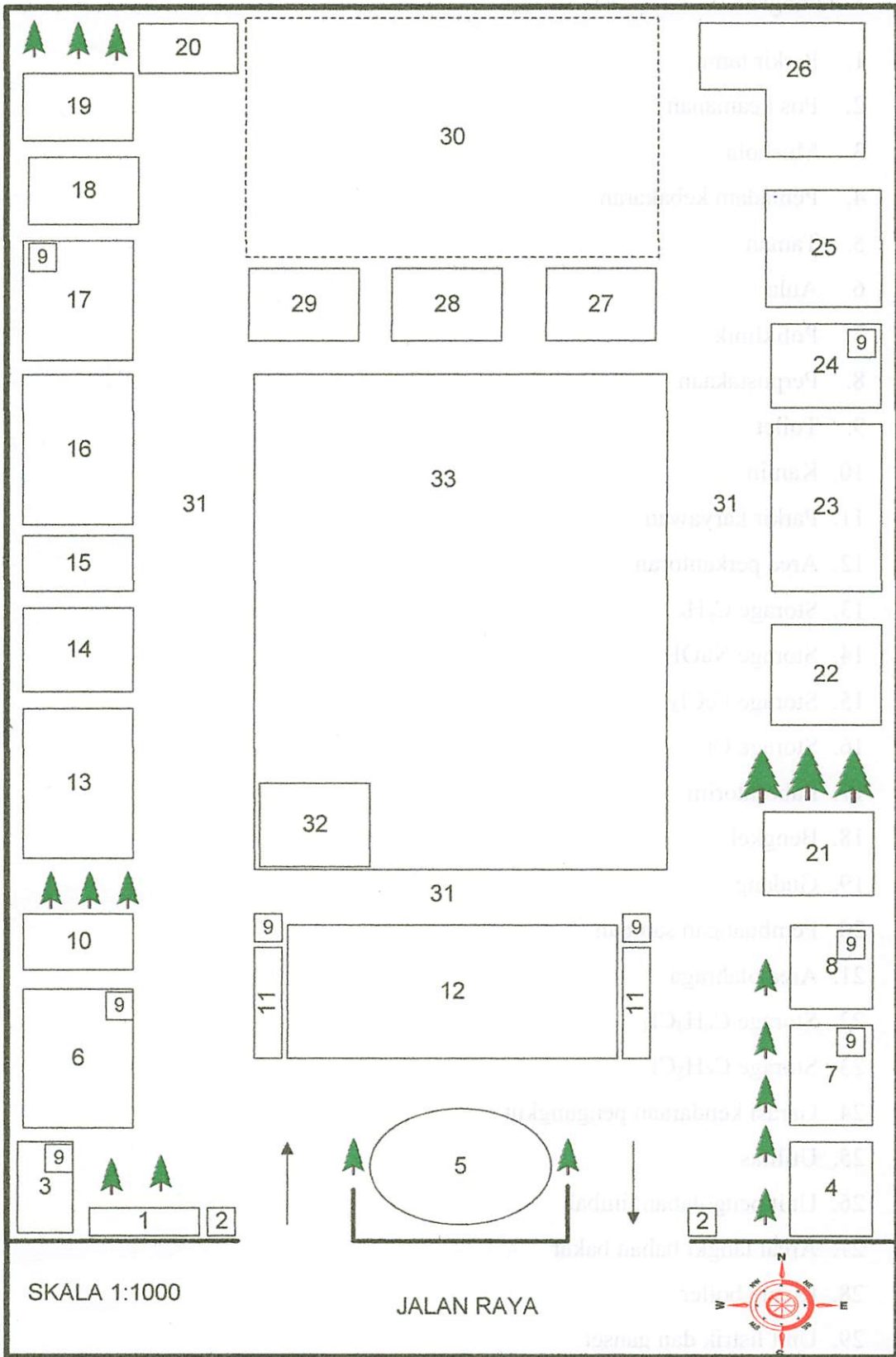
- Konstruksi yang ekonomis
- Sistem operasi yang baik
- Pemeliharaan yang efisien
- Pengaturan peralatan dan bangunan yang fungsional
- Suasana pabrik yang dapat menimbulkan kegairahan kerja dan menjaminkeselamatan kerja yang tinggi bagi karyawan.

Untuk mendapatkan tata letak pabrik yang optimum harus dipertimbangkan beberapa faktor yaitu:

- Apakah pabrik terletak pada lokasi yang baru atau merupakan penambahan pabrik yang telah ada.
- Tersedianya tanah atau lokasi untuk perluasan pabrik di masa – masa yang akan datang.
- Tiap-tiap alat diberikan ruang yang cukup luas agar memudahkan pemeliharaan.
- Setiap alat disusun berurutan menurut masing-masing sehingga tidak menyulitkan aliran proses.
- Memperhatikan faktor keamanan dan keselamatan kerja misalnya untuk daerah yang mudah menimbulkan kebakaran ditempatkan alat pencegah kebakaran.
- Alat kontrol ditempatkan pada posisi yang mudah diawasi oleh operator.
- Memperhatikan pembuangan hasil-hasil produksi.

9.3.1 Tata ruang pabrik (master pilot plant)

Dalam master pilot plant ini hanya menunjukkan lokasi dari tiap-tiap unit proses, jalan, dan bangunan dimana lokasi tersebut ditunjukkan dengan petak-petak, dipisahkan satu sama lainnya, sedangkan alat-alat yang tidak ada tidak ditunjukkan.



Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan:

1. Parkir tamu
2. Pos keamanan
3. Mushola
4. Pemadam kebakaran
5. Taman
6. Aula
7. Poliklinik
8. Perpustakaan
9. Toilet
10. Kantin
11. Parkir karyawan
12. Area perkantoran
13. Storage C_6H_6
14. Storage NaOH
15. Storage $FeCl_3$
16. Storage Cl
17. Laboratorim
18. Bengkel
19. Gudang
20. Pembuangan sampah
21. Area olahraga
22. Storage $C_6H_4Cl_2$
23. Storage C_6H_5Cl
24. Garasi kendaraan pengangkut
25. Utilitas
26. Unit pengolahan limbah
27. Areal tangki bahan bakar
28. Ruang boiler
29. Unit listrik dan ganset
30. Perluasan pabrik

Keterangan:

1. Storage NaOH (F-122)
2. Storage FeCl₃ (F-115)
3. Storage C₆H₆ (F-111 A)
4. Storage Cl (F-111 B)
5. Reaktor (R-110)
6. Absorber (D-117)
7. Tangki penampung HCl 40% (F-119)
8. Tangki pencampuran (M-124)
9. Netralizer (R-120)
10. Decanter (H-132)
11. Destilasi I (D-130)
12. Destilasi II (D-140)
13. Storage C₆H₆ (F-137)
14. Storage C₆H₅Cl (F-147)
15. Storage C₆H₄Cl₂ (F-146)

9.5. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas pabrik Klorobenzen ini dapat dilihat secara rinci pada tabel 9.2

Tabel 9.2 Perkiraan Perincian Luas Daerah Pabrik (m²)

No.	Daerah	Banyaknya	Ukuran	Luas (m ²)
1.	Parkir tamu	1	20 x 5	100
2.	Pos keamanan	2	5 x 5	50
3.	Mushola	1	10 x 15	150
4.	Pemadam kebakaran	1	20 x 15	300
5.	Taman	1	40 x 10	400
6.	Aula	1	20 x 25	500
7.	Poliklinik	1	15 x 15	225
8.	Perpustakaan	1	15 x 10	150
9.	Toilet	8	5 x 5	200
10.	Kantin	1	20 x 10	200
11.	Parkir karyawan	1	20 x 5	100
12.	Area perkantoran	1	25 x 60	1500
13.	Storage C ₆ H ₆	1	20 x 15	300
14.	Storage NaOH	1	10 x 10	100
15.	Storage FeCl ₃	1	10 x 10	100
16.	Storage Cl	1	20 x 15	300
17.	Laboratorim	1	20 x 10	200
18.	Bengkel	1	20 x 10	200
19.	Gudang	1	20 x 10	200
20.	Pembuangan sampah	1	5 x 5	25
21.	Area olahraga	1	30 x 30	900
22.	Storage C ₆ H ₄ Cl ₂	1	20 x 15	300
23.	Storage C ₆ H ₅ Cl	1	20 x 15	300
24.	Garasi kendaraan pengangkut	1	10 x 10	100
25.	Utilitas	1	40 x 60	2400

26.	Unit pengolahan limbah	1	20 x 10	200
27.	Areal tangki bahan bakar	1	20 x 15	300
28.	Ruang boiler	1	20 x 10	200
29.	Unit listrik dan ganset	1	10 x 10	5000
30.	Perluasan pabrik	1	75. x 50	3750
31.	Halaman dan jalan	1	-	5000
32.	Ruang kontrol	1	10 x 10	100
33.	Area proses	1	75 x 100	7500
Total				31.350 ¹



BAB X

SUSUNAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar menciptakan sasaran secara efektif dan hasil produksi yang besar, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- Manusia (Man)
- Bahan (Material)
- Mesin (Machine)
- Metoda (Method)
- Uang (Money)
- Pasar (Market)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

Kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik.

Struktur organisasi dapat memberikan wewenang pada setiap perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya. Juga mengatur sistem dan hubungan struktural antar fungsi atau orang-orang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka. Struktur organisasi juga dapat mempengaruhi pencapaian efisiensi kerja yang tinggi, struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktifitas perusahaan sehari-hari untuk pencapaian tujuan dan produktivitas yang tinggi, sehingga tercapai produksi yang berkelanjutan.

10.1. Dasar Perusahaan

Direncanakan bentuk perusahaan pabrik Klorobenzene ini adalah Perseroan Terbatas (PT) Terbuka. Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

- Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.
- Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang selain dari pinjaman bank.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu menyangkut perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan telah terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya seseorang pemegang saham.

10.2. Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan ini menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus-menerus dan berproduksi secara massal.
- Pengambilan keputusan yang lebih sehat dan mudah dapat diambil karena adanya staf ahli.
- Spesialisasi yang beraneka ragam diperlukan dan dipergunakan secara maksimal. Sehingga perwujudan "the right man in the right place" lebih mudah terlaksana.
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Anggota dewan komisaris merupakan wakil pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.

10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

10.3.1. Pemegang saham

Beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik pabrik dengan batasan sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan

pribadi dan pemegang saham tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanam saham paling sedikit satu tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham. Dan merekalah yang memilih direktur dan dewan komisaris dalam rapat umum pemegang saham (RUPS) serta menentukan gaji Direktur tersebut.

10.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diperhentikan setiap waktu oleh/dalam RUPS apabila bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Dewan komisaris dipilih dalam RUPS dari kalangan-kalangan pemegang saham mayoritas.

Tugas dewan komisaris :

- mengawasi Direktur utama tidak merugikan perusahaan.
- menetapkan kebijakan perusahaan
- mengadakan evaluasi/ pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.
- memberikan masukan pada direktur bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan

10.3.3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab pada dewan komisaris dan membawahi:

- a. Direktur Administrasi dan Keuangan
- b. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dan wewenang :

- bertanggung jawab kepada dewan komisaris
- menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menetapkan kebijakan, peraturan dan tata tertib baik keluar maupun kedalam perusahaan.
- mengkoordinasi kerja sama antara direktur Direktur Administrasi dan Keuangan serta Direktur Teknik dan Produksi
- mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

10.3.4. Penelitian dan pengembangan (LITBANG)

Litbang merupakan staf direktur yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi yang berperan sebagai konsultan. Garis penghubung antara Litbang dengan Direktur Utama adalah garis putus-putus, yang artinya bahwa Litbang bekerja atau dibutuhkan hanya sesaat bukan setiap saat.

10.3.5. Direktur Administrasi dan Keuangan

Direktur administrasi dan keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

- biaya-biaya produksi
- laba rugi perusahaan
- neraca keuangan
- administrasi perusahaan

10.3.6. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur keuangan dan Administrasi bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam hal:

- jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi
- proses produksi yang berjalan dengan baik
- mengontrol dan mengawasi kelancaran proses produksi
- perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi.

10.3.7. Kepala Bagian (Manajer)

Tugas dan wewenang kepala bagian:

- membantu direktur teknik dan produksi atau direktur keuangan dan administrasi dalam melaksanakan aktivitas pada bagian masing-masing
- memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya,
- menyusun laporan dan hasil oleh bagian masing-masing
- bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan administrasi dalam bidang pemasaran dengan tugasnya yaitu, merencanakan, mengontrol dan mengkoordinir

proses penjualan dan pemasaran untuk mencapai target penjualan dan mengembangkan pasar secara efektif dan efisien. Selain itu bertanggung jawab memimpin, merencanakan, mengkoordinir dan mengawasi pengelolaan pemasaran sesuai dengan prosedur yang telah digariskan. Kepala bagian pemasaran ini membawahi:

▪ **Kasi Penjualan**

Bertanggung jawab untuk mencari pemasaran yang seluas-luasnya dengan memperoleh keuntungan yang sebesar-besarnya.

▪ **Kasi Gudang**

Bertugas mengatur keluar masuknya produksi dan gudang.

▪ **Kasi promosi**

Bertugas mengenalkan produk dan mencari pelanggan baru untuk memperluas pemasaran

b. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan administrasi dalam bidang keuangan, serta membawahi:

▪ **Kasi Keuangan**

- mengawasi dan melaksanakan pembayaran transfer dana terhadap pembelian bahan baku dan asset perusahaan
- mengawasi dan melaksanakan penerimaan pembayaran atas penjualan pakan dan juga hasil sampingan produksi
- membuat pembukuan dan jurnal laba rugi perusahaan
- melaksanakan perhitungan dan pembayaran upah dan lembar kerja karyawan

▪ **Kasi Pembukuan**

- mengawasi pelaksanaan kegiatan pembukuan perusahaan
- mengawasi pelaksanaan pemakaian asset perusahaan
- melaksanakan perhitungan akuntansi terhadap pembelian bahan baku dan asset perusahaan
- mengatur keuangan baik masuk dan keluar sesuai dengan penjualan
- mencatat segala transaksi dan membuat laporan keuangan

c. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur teknik, produksi, keuangan dan administrasi dalam bidang personalia, humas, keamanan, dan keselamatan perusahaan.

Kepala bagian ini membawahi :

▪ Kasi Personalia

- bertugas untuk penerimaan dan pemberhentian karyawan
- mengadakan pendidikan dan pelatihan kerja bagi karyawan
- penempatan karyawan
- kesejahteraan karyawan

▪ Kasi Keamanan dan Keselamatan :

- menjaga dan memelihara keamanan daerah sekitar pabrik
- menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan di lingkunganpabrik.

▪ Kasi Humas

- betugas mengadakan komunikasi dengan pabrik lain.
- mengatasi persoalan yang ada di luar area perusahaan
- mengadakan kerja sama dengan pihak lain

d. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan direktur produksi jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi, proses produksi yang berjalan dengan baik, mengontrol dan mengawasi kelancaran proses produksi dan perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi. Kepala bagian produksi ini membawahi:

▪ Kasi Proses

- mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalanya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana.
- bertanggung jawab atas jalannya masing-masing proses
- mengatur jadwal pembelian bahan baku, pengiriman serta tanggung jawab ataspenyediaan bahan baku dan bahan pembantu dalam pabrik.

▪ **Kasi Laboratorium**

- bertanggung jawab atas analisa awal dan akhir.
- bertanggung jawab atas standart mutu

▪ **Kasi Penyediaan bahan baku**

- bertanggung jawab atas tersedianya bahan baku yang cukup untuk proses
- menjaga serta mengontrol pengadaan bahan baku dalam proses produksi, yaitu meliputi controlling terhadap gudang (penyimpanan bahan baku) serta proses sampainya bahan baku ke perusahaan.

▪ **Kasi Pengolahan limbah**

- bertanggung jawab atas limbah yang akan dibuang serta termasuk pengolahannya.

e. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan direktur produksi mengatur dan mengawasi segala masalah yang berhubungan dengan peralatan teknis, proses dan utilitas. Kepala bagian teknik ini membawahi:

▪ **Kasi Utilitas**

- bertugas mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air pendingin, steam, bahan bakar dan listrik.
- bertanggung jawab atas peralatan misalnya boiler.

▪ **Kasi Pemeliharaan dan Perbaikan**

- membuat jadwal pemeliharaan dan perbaikan terhadap mesin-mesin yang ada dalam pabrik
- mengeluarkan perintah kerja kepada kepala bagian pemeliharaan untuk melakukan perbaikan pada mesin-mesin berdasarkan jadwal permintaan perbaikan dari masing-masing operator.
- melatih dan mengawasi keterampilan karyawan yang bekerja dibagian pemeliharaan agar mahir dan dapat bekerja dengan baik
- menentukan prioritas kerja dan progressing perbaikan mesin
- bertanggung jawab kepada manajer produksi atas kondisi mesin-mesin dan peralatan produksi

10.4. Jadwal Jam Kerja

Pabrik Klorobenzene ini direncanakan bekerja atau beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shutdown*. Sesuai dengan peraturan pemerintah dalam jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian yaitu:

1. Jam kerja tetap (non shift)
2. jam kerja bergilir (shift)

Pembagian jam kerja tersebut didasarkan pada status dan bidang kerjakaryawan. Karyawan dengan jam kerja tetap adalah karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya direktur, kepala kantor/pabrik. Kepala pabrik, kepala seksi dan karyawan kantor administrasi dan seksi dibawah tanggung jawab non-teknik atau yang bekerja dipabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu.

Sedangkan karyawan dengan jam kerja bergilir atau tidak tetap adalah karyawan yang secara langsung menangani operasi pabrik, misalnya: kepala shift, operator, karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

1. Pembagian kerja karyawan dengan jam kerja tetap

Senin – Kamis

Pagi : 08.00 – 12.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Siang : 13.00 – 16.00

Jum'at

Pagi : 08.00 – 11.30 (istirahat 11.30 – 13.00)

Siang : 13.00 – 16.00

Sabtu

Setengah hari : 08.00 – 13.00

2. Pembagian kerja karyawan dengan jam kerja bergilir

Dibagi menjadi 3 giliran (shift) kerja :

Shift I (pagi) : 08.00 – 16.00

Shift II (siang) : 16.00 – 24.00

Shift III (malam) : 24.00 – 08.00

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja secara begilir, maka karyawan dibagi menjadi 4 grup, yaitu P, S, M, dan L. Dimana 4 grup kerja tersebut adalah 3 grup giliran kerja (shift) dan 1 grup kerja merupakan grup libur (cadangan).

Adapun jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada tabel 10.1 berikut :

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

Keterangan : P = Pagi

M = Malam

S = Siang

L = Libur

Karena kemajuan suatu perusahaan dan kelancaran proses produksi tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan presensi kepada seluruh karyawan perusahaan. Presensi setiap jam kerja ini nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

10.5. Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan

Peggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam sistem organisasi pada pra rancang pabrik Klorobenzen ini adalah:

- a. Direktur Utama
- b. Direktur Teknik Dan Administrasi
- c. Kepala Bagian
- d. Kepala Seksi
- e. Staff Kepala Seksi
- f. Operator

Sedang latar pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada prarencana pabrik Klorobenzene ini sebagai berikut:

1. Direktur utama : Magister teknik (S₂)
2. Direktur
 - Direktur teknik dan produksi : Magister teknik (s₂)
 - Direktur administrasi dan keuangan : Magister administrasi(S₂)
3. Direktur Litbang : Magister teknik (S₂)
4. Sekretaris direktur : Sarjana administrasi
5. Kepala bagian
 - Kabag teknik : Sarjana teknik mesin
 - Kabag produksi : Sarjana teknik kimia
 - Kabag pemasaran : Sarjana ekonomi-manajemen
 - Kabag umum : Sarjana ilmu komunikasi
 - Kabag keuangan : Sarjana akutansi-ekonomi
6. Kepala seksi
 - seksi utilitas : Sarjana teknik kimia
 - seksi perawatan : Sajana teknik mesin
 - seksi K3 : Sarjana teknik industry
 - seksi proses : Sarjana teknik kimia
 - seksi laboratorium : Sarjana teknik kimia
 - seksi gudang : D₃ teknik kimia
 - seksi personalia : Sarjana psikologi
 - seksi humas : Sarjana ilmu komunikasi
 - seksi keamanan : Purnawirawan ABRI
 - seksi pemasaran : Sarjana ekonomi
 - seksi keuangan : Sarjana ekonomi
 - karyawan : Diploma dan SLTA
 - satpam : Purnawirawan ABRI
 - Dokter : Sarjana dokter
 - kebersihan : SLTA

10.6. Perincian jumlah karyawan

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. pada pra rencana pabrik Klorobenzen ini proses yang dilakukan terbagi menjadi:

1. proses persiapan bahan baku
2. Proses reaksi
3. proses pemisahan dan pemurnian
4. proses penanganan produk
5. proses penyediaan utilitas

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 5 tahap. Dari vilbrant & dryen, gambar 6.35 hal 235 diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas pabrik 15.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari adalah:

$$\begin{aligned} \text{karyawan proses} &= 5 \times 39 \\ &= 195 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

dalam satu hari terdapat 3 shift (1 shift=8 jam), sehingga jumlah karyawan pershift adalah:

$$\begin{aligned} \text{jumlah karyawan} &= 195 \text{ orang.jam/hari} : 3 \text{ shift/hari} \\ &= 65 \text{ orang.jam/shift} \end{aligned}$$

1 shift= 8 jam, sehingga jumlah karyawan per shift adalah

$$\begin{aligned} \text{jumlah karyawan} &= 65 \text{ orang.jam/shift} : 8 \text{ jam} \\ &= 8 \text{ orang/shift} \end{aligned}$$

karena karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu kerja dan 1 regu libur maka jumlah karyawan proses adalah:

$$\begin{aligned} \text{jumlah karyawan} &= 8 \text{ orang/shift} \times 4 \\ &= 32 \text{ orang} \end{aligned}$$

karyawan administrasi dan karyawan lain (selain karyawan proses) berjumlah 73 orang, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{total karyawan} &= 32 + 73 \\ &= 105 \text{ orang} \end{aligned}$$

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1
4	Staf Litbang	2
5	Kepala Bagian Produksi	1
6	Kepala Bagian Teknik	1
7	Kepala Bagian Umum	1
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Pemasaran	1
10	Kepala Seksi Proses	1
11	Kepala Seksi Laboratorium	1
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1
13	Kepala Seksi Utilitas	1
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1
16	Kepala Seksi Keamanan	1
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1
18	Kepala Seksi Pembukuan	1
19	Kepala Seksi Keuangan	1
20	Kepala Seksi Penjualan	1
21	Kepala Seksi Gudang	1
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1
23	Karyawan Devisi Proses	13
24	Karyawan Devisi QC	3
25	Karyawan Devisi bahan baku	2
26	Karyawan Devisi Utilitas	4
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	8
28	Karyawan Devisi Personalia	5
29	Karyawan Devisi Keamanan	6
30	Karyawan Devisi Administrasi	5
31	Karyawan Devisi Pembukuan	4
32	Karyawan Devisi Keuangan	4
33	Karyawan Devisi Penjualan	4
34	Karyawan Devisi Gudang	3
35	Karyawan Devisi Kesehatan	2
36	Karyawan Devisi Kebersihan	8
37	Sopir	4
38	Sekretaris	2
39	Karyawan pemadam Kebakaran	3
40	Dokter	2
		105

10.7. Status Karyawan dan Status Upah

Pada pabrik ini, sistem upah berbeda-beda tergantung pada status karyawan dan tingkat pendidikan serta besar kecilnya kedudukan tanggung jawab dan keahliannya. Menurut statusnya karyawan pabrik dapat dibagi menjadi golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan membagi gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepada yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik apabila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan suatu pekerjaan.

10.8. Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

- Golongan A dengan gaji perbulan Rp. 17.000.000,-
Meliputi : Direktur Utama
- Golongan B dengan gaji perbulan Rp. 10.000.000 sampai 13.000.000,-
Meliputi : Direktur Teknik dan produksi, keuangan dan administrasi
- Golongan C dengan gaji perbulan Rp. 5.000.000,-
Meliputi : direktur Litbang
- Golongan D dengan gaji perbulan Rp. 6.000.000,-
Meliputi : Kepala bagian
- Golongan E dengan gaji perbulan Rp. 2.000.000,- sampai 3.500.000,-
Meliputi : Kepala seksi dan Sekretaris
- Golongan F dengan gaji perbulan Rp. 2.000.000
Meliputi : Karyawan dan Kepala seksi keamanan
- Golongan G dengan gaji perbulan Rp. 1.250.000,-

Tabel 10.3 Daftar Upah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	Rp17.000.000	Rp15.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp13.000.000	Rp10.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
4	Staf Litbang	2	Rp 5.000.000	Rp16.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
7	Kepala Bagian Umum	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 6.000.000	Rp 2.500.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
21	Kepala Seksi Gudang	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	13	Rp 3.500.000	Rp62.500.000
24	Karyawan Devisi QC	3	Rp 3.500.000	Rp 7.500.000
25	Karyawan Devisi bahan baku	2	Rp 3.500.000	Rp 7.500.000
26	Karyawan Devisi Utilitas	4	Rp 3.500.000	Rp10.000.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	8	Rp 2.500.000	Rp18.000.000
28	Karyawan Devisi Personalia	5	Rp 2.000.000	Rp 9.000.000
29	Karyawan Devisi Keamanan	6	Rp 2.000.000	Rp12.600.000
30	Karyawan Devisi Administrasi	5	Rp 2.000.000	Rp 8.000.000
31	Karyawan Devisi Pembukuan	4	Rp 2.000.000	Rp 6.400.000
32	Karyawan Devisi Keuangan	4	Rp 2.000.000	Rp 6.400.000
33	Karyawan Devisi Penjualan	4	Rp 2.000.000	Rp 6.400.000
34	Karyawan Devisi Gudang	3	Rp 2.000.000	Rp 3.000.000
35	Karyawan Devisi Kesehatan	2	Rp 2.000.000	Rp 3.000.000

36	Karyawan Devisi Kebersihan	8	Rp 2.000.000	Rp 8.000.000
37	Sopir	4	Rp 1.250.000	Rp 5.200.000
38	Sekretaris	2	Rp 2.000.000	Rp 1.700.000
39	Karyawan pemadam Kebakaran	3	Rp 2.000.000	Rp10.800.000
40	Dokter	2	Rp 2.500.000	Rp 5.000.000
		105	Jumlah	Rp357.000.000

10.9. Jaminan Sosial dan Kesejahteraan Karyawan

Selain mendapatkan gaji perbulan, para karyawan juga menerima tunjangan atau jaminan sosial yang lain yang diberikan oleh perusahaan, sehinggakesejahteraan akan lebih terjamin dan diharapkan akan bekerja lebih giat.

1. Tunjangan

- Tunjangan gaji pokok, diberikan berdasarkan golongan karyawan
- Tunjangan jabatan, diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang
- Tunjangan lembur, diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Insentif atau Bonus

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

3. 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.

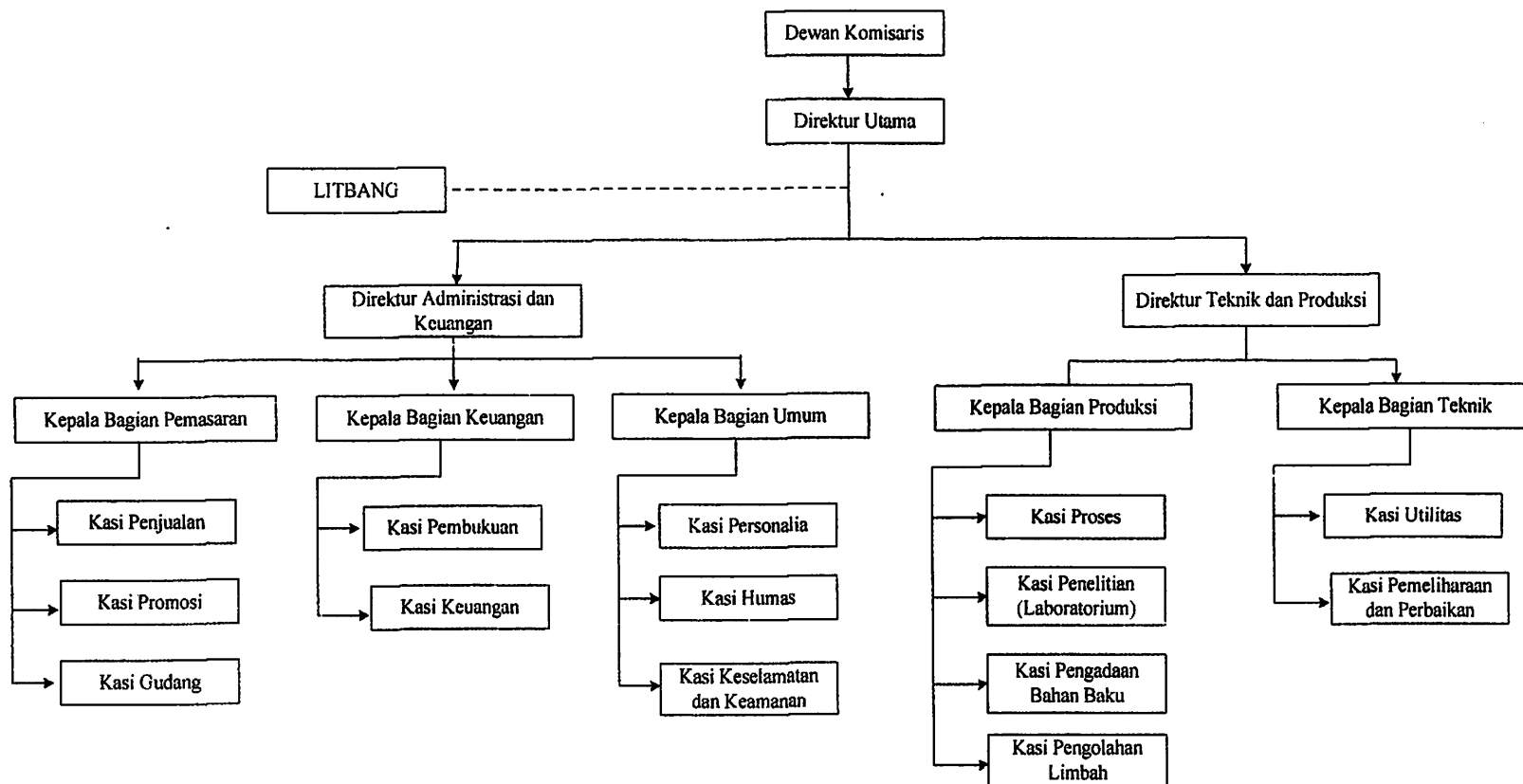
4. Kesehatan

Untuk keperluan ini perusahaan menyediakan poliklinik yaitu untuk pengobatan karyawan yang menderita sakit, kecelakaan kerja dan biayanya ditanggung oleh perusahaan.

5. 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 dan perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.





Gambar 10.9 Struktur Organisasi Pabrik Klorobenzene

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang akan menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung-rugi dalam mendirikan pabrik Klorobenzene antara lain:

- Laju pengembalian modal (Internal Rate Of Return = IRR)
- Lama pengembalian modal (Pay Out Time = POT)
- Titik impas (Break Event Point = BEP)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalanya proses, yaitu:

1. Penaksiran modal investasi total (Total Capital Investment), yang terdiri atas:
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Work Capital Investment)
2. Penentuanbiayaproduksi total (Total Production Cost), yang terdiri atas:
 - a. Biayapembuatan (Manufacturing Cost)
 - b. Biayapengeluaranumum (General Expenses)
3. Total pendapatan

A. Faktor-faktorPenentuPendirianPabrik Klorobenzen

1). Modal Investasi Total (Total Capital Investment = TCI)

Modal Investasi Total adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum beroperasi, terdiri dari :

1. Fixed Capital Investment (FCI) :
 - a. Biaya langsung (Direct Cost), meliputi:
 - Pembelianalat
 - Instrumentasi dan alat control
 - Perpipaan terpasang
 - Listrik terpasang
 - Tanah danbangunan
 - Fasilitas pelayanan
 - Pengembangan lahan

b. Biaya tidak langsung (Indirect Cost), meliputi:

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. Working Capital Investment (WCI):

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja merupakan jumlah dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga:

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal Tetap (FCI)} + \text{Modal Kerja (WCI)}$$

2).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 :

- a. Biaya pembuatan (manufacturing cost), terdiri dari:
 - Biaya produksi langsung
 - Biaya produksi tetap
 - Biaya *overhead* pabrik
- b. Biaya umum (general expenses), terdiri dari :
 - Biaya administrasi
 - Biaya distribusi dan pemasaran
 - Litbang
 - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi dari:

a. Biayavariabel (variable cost = VC)

Biaya variable adalah segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik. Biaya variable terdiri dari:

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (semi variable cost = SVC)

Biaya semi variable adalah biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung.

Biaya semi variable terdiri dari :

- Gaji karyawan
- *Plant Overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (fixed cost = FC)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkans ecara tetap, tidak tergantung dengan kapasitas pabrik. Biaya total terdiridari:

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

B. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Pabrik Klorebenzene didirikan dengan kapasitas 15.000 ton/tahun. Secara garis besar perhitungan analisa ekonomi adalah sebagai berikut :

1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

- a. Biaya langsung (DC) = 151.492.020.262,52
- b. Biaya tak langsung (IC) = 30.298.404.052,50

c. Fixed Capital Investment (FCI) = 181.790.424.315,02

d. Modal kerja (WCI) = 27.268.563.647,25

maka TCI = 209.058.987.962

2. Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya produksi langsung (DPC) = 311.548.589.819

b. Biaya tetap (fixed cost/FC) = 62.026.892.776

c. Biaya overhead = 9.232.321.216

d. Biaya umum (general expenses) = 40.968.773.793

Maka TPC = 429.684.465.481

3. Laba Perusahaan

Total penjualan = 563.231.740.766

Pajak penghasilan = 53.418.910.144

Laba kotor = 133.547.275.286

Laba bersih = 80.128.365.171

Cash Flow (CA) = 98.307.407.602

4. Analisa Profitabilitas

A. POT (Pay Out Time)

POT = 2,6 tahun

B. ROI (Rate On Investment)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

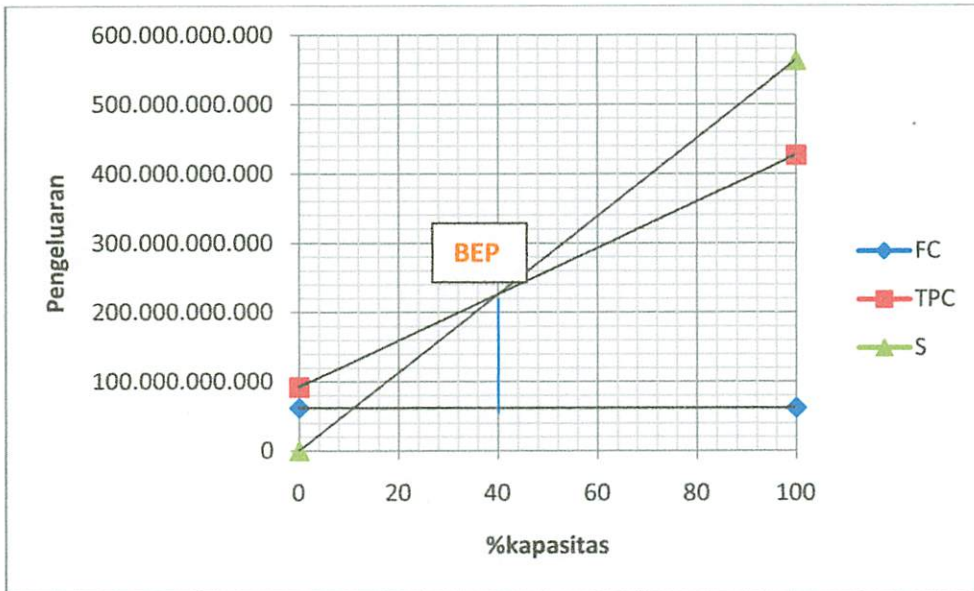
- ROI setelah pajak = 63,88%

- ROI sebelum pajak = 38,33%

C. BEP (Break Event Point)

BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka Pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi. Maka nilai BEP = 39,99%

KurvaBEP :



F. IRR (Internal Rate Of Return)

$$IRR = 27,52 \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (15 %) maka pabrik Klorobenzene layak untuk didirikan

BAB XII

KESIMPULAN

Kesimpulan Pra Rencana Pabrik Klorobenzen antara lain:

1. Segi teknik

Proses pembuatan Klorobenzen ini cukup menguntungkan, dengan kondisi operasi rendah dapat menghasilkan produk Klorobenzen dengan kemurnian yang sangat tinggi dan dengan aspek ekonomi investasi yang sangat rendah.

2. Segi sosial

- a. Menciptakan lapangan kerja terutama bagi penduduk sekitar lokasi pabrik.
- b. Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik.

3. Segi lokasi pabrik

- a. Pengadaan bahan baku dan bahan bakar disuplai dari PT. Pertamina Balongan.
- b. Tersedianya air sungai yang memadai untuk memenuhi semua keperluan pabrik, yaitu sungai Cimanuk Baru. Sungai Cimanuk termasuk sungai terbesar didaerah Indramayu.
- c. Penyediaan sumber tenaga listrik yang cukup.
- d. Dekat dengan pelabuhan.

4. Segi kegunaan

- Klorobenzen banyak digunakan sebagai pelarut titik didih tinggi dalam sintesis organik serta banyak digunakan pada aplikasi industri untuk memproduksi zat warna, herbisida, fenol dan masih banyak aplikasi industri lainnya.
- Dapat mengurangi kebutuhan impor klorobenzen yang selama ini masih diimpor dari negar Jepang, India, Amerika, Jerman, Korea, Cina dan Malaysia.

5. Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Klorobenzen Segi ekonomi

Dari segi ekonomisebagai berikut:

a. Rate of Return (ROI)

- ROI sebelum pajak = 63,88%
- ROI setelah pajak = 38,33%

b. Internal Rate of Return (IRR) = 27,52 %

Nilai IRR ini lebih besar dari pada bunga bank yaitu 15%

c. Pay Out Time (POT) = 2,6 tahun

d. BEP (Break Event Point) = 39,99%

Dilihat dari berbagai aspek tersebut maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Klorobenzen dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Atlanta Georgia, 2007, *Public Health Statment*.
<http://www.atsdr.cdc.gov/toxprofiles/tp131.pdf> diakses tanggal 12 Februari 2013
2. Badan Pusat Statistik, 2012, www.bps.go.id
3. Brownell E. Lloyd. 1959. *Process Equipment Design*. Jhon Willey and Sons Inc, New Delhi, India.
4. Chemical Engineering. April 2013. *Evaluating Capital Cost Estimation Programs*.
5. Coulson, J.M.,& Richardson, J.F. 1993. *Chemical Engineering*. 2nd edition. Pergamon Press.
6. Geankoplis, C. 1993. *Transport Process and Unit Operations*. 3rd edition. New Jersey : Prentice Hall. Inc.
7. Hesse, H.C. and Rushton, J.H. 1981. *Process Equipment Design*”, D. Van Nostrand Co. New Jersey.
8. Kementerian Perindustrian Indonesia, 2012
9. Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Japan : McGraw Hill Book Co.
10. Keyes, “*Industrial Chemicals*” 4nd ed, John Willey and Son inc, New York, 19650
11. Kirk Othmer, “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, Vol 5, 2nd ed, John Willey and Son inc, New York, 1961
12. Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Pemindah Panas dan Ekonomi Teknik*.
13. Material Safety Data Sheet, 2012, Science Lab.com
14. National Biomonitoring Program, 2013. *Chlorobenzenes*,
http://www.cdc.gov/biomonitoring/Chlorobenzenes_Biomonitoring_Summary.html
diakses tanggal 12 Februari 2013
15. Perry, R. J. and Green, D. 1999. *Chemical Engineering Handbook*. 7th edition, Singapore: McGraw Hill Book Co. Inc.
16. Peter S. and Timmerhause. 1991. *Plant Design and Economic to Chemical Engineering*, 4th Edition, McGraw Hill, Singapore.
17. Smith, J.M, and Van Ness H.C. 1959. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*, 2nd Edition, McGraw Hill Book Company, New York.
18. Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Willey and Sons, Inc, Canada.

19. Vilbrand, D. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. 4th edition. McGraw Hill Tokyo.
20. Wisegeek Clear Answer For Common Question, 2013, *What is Chlorobenzene*. <http://www.wisegeek.com/what-is-chlorobenzene.htm> diakses tanggal 12 Februari 2013

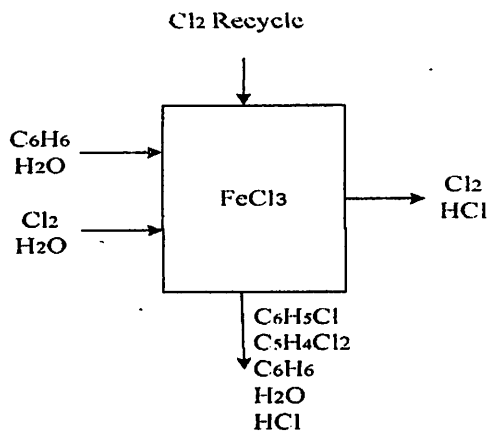


APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas pabrik = 15.000 ton/tahun
 Waktu operasi = 330 hari/tahun, 24 jam/hari
 Satuan operasi = kg/jam
 Kapasitas produksi = $15.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}}$
 = 1.893,9394 kg/jam
 Basis perhitungan = 1.439,4368 kg/jam

1. REKATOR (R-110)

Fungsi : Mereaksikan benzeene (C_6H_6), klorine (Cl_2) dengan katalis ($FeCl_3$)



Komposisi bahan masuk :

Benzene : C_6H_6 = 99,95%

H_2O = 0,05%

Klorine : Cl_2 = 99,00%

H_2O = 1,00%

Katalis : $FeCl_3$ = 1% berat benzene

Kebutuhan bahan baku :

$$C_6H_6 = \frac{99,95}{100} \times 1.439,44 \text{ kg/jam} = 1.438,7171 \text{ kg/jam}$$

$$H_2O = \frac{0,05}{100} \times 1.439,44 \text{ kg/jam} = 0,7197 \text{ kg/jam}$$

$$Cl_2 = \text{kgmol} \times \text{BM} = 22,1035 \times 70,9000 = 1567,1384 \text{ kg/jam}$$

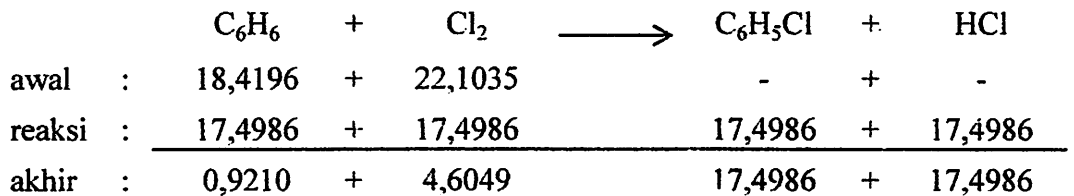
$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= \text{Jumlah larutan Cl}_2 \times \% \text{ kandungan air} \\
 &= \frac{100}{99} \times 1.567,14 \text{ kg/jam} \times \left(\frac{1}{100} \right) \\
 &= 15,8297 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa	BM	Mol
C ₆ H ₆	1.438,7171 kg/jam	78,1080	18,4196 kgmol
H ₂ O	0,7197 kg/jam	18,0160	0,0399 kgmol
Cl ₂	1279,8297 kg/jam	70,9000	18,0512 kgmol
H ₂ O	15,8297 kg/jam	18,0160	0,8786 kgmol
Cl ₂ (Recycle)	287,3087 kg/jam	70,9000	4,0523 kgmol

Reaksi yang terjadi adalah reaksi dua tahap: 14.3943677

Reaksi I

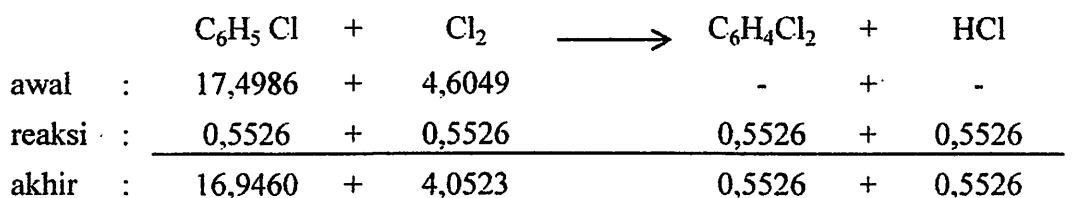
excess : 20%



Konversi reaksi 95%

$$\begin{array}{l}
 \text{C}_6\text{H}_6 \text{ awal} = 18,4196 \text{ kgmol} \times 78,1080 = 1438,7171 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{O awal} = 0,9186 \text{ kgmol} \times 18,0160 = 16,5494 \text{ kg/jam} \\
 \text{Cl}_2 \text{ reaksi} = 17,4986 \text{ kgmol} \times 70,9000 = 1240,6512 \text{ kg/jam} \\
 \text{HCl hasil} = 17,4986 \text{ kgmol} \times 36,458 = 637,9642 \text{ kg/jam} \\
 \text{Cl}_2 \text{ sisa} = 4,6049 \text{ kgmol} \times 70,9000 = 326,4872 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_6\text{H}_6 \text{ sisa} = 0,9210 \text{ kgmol} \times 78,1080 = 71,9359 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_6\text{H}_5\text{Cl hasil} = 17,4986 \text{ kgmol} \times 112,55 = 1969,4682 \text{ kg/jam}
 \end{array}$$

Reaksi II



Konversi reaksi 12%

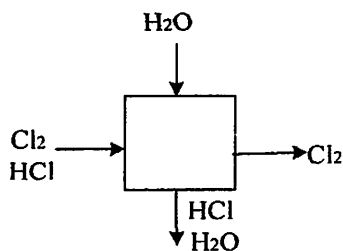
C_6H_5Cl awal	=	17,4986	kgmol	x	112,550	=	1969,4682	kg/jam
H_2O awal	=	0,9186	kgmol	x	18,0160	=	16,5494	kg/jam
C_6H_6 sisa	=	0,9210	kgmol	x	78,1080	=	71,9359	kg/jam
Cl_2 reaksi	=	0,5526	kgmol	x	70,9000	=	39,1785	kg/jam
HCl hasil	=	0,5526	kgmol	x	36,458	=	20,1462	kg/jam
Cl_2 sisa	=	4,0523	kgmol	x	70,9000	=	287,3087	kg/jam
$C_6H_4Cl_2$ hasil	=	0,5526	kgmol	x	146,992	=	81,2260	kg/jam
C_6H_5Cl hasil	=	16,9460	kgmol	x	112,55	=	1907,2745	kg/jam

Neraca massa total pada Reaktor (R-110)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Fresh feed		Menuju Absorber	
C_6H_6	1438,7171	Cl_2	287,3087
H_2O	0,7197	HCl	592,2994
Cl_2	1279,8297	Ke Netralizer	
H_2O	15,8297	C_6H_5Cl	1907,2745
Feed dari recycle		$C_6H_4Cl_2$	81,2260
Cl_2	287,3087	C_6H_6	71,9359
		H_2O	16,5494
		HCl	65,8110
TOTAL	3.022,4049	TOTAL	3022,4049

2. ABSORBER (D-117)

1439,4368

Fungsi : Memisahkan HCl dengan Cl_2 

Bahan masuk dari reaktor (R-110)

 Cl_2 = 287,3087 kg/jam

HCl = 592,2994 kg/jam

- a. Untuk memisahkan antara HCl dengan Cl_2 , menggunakan sistem pemisahan berdasarkan kelarutannya terhadap air.

Berikut diketahui data kelarutan HCl dan Cl₂ dalam air pada suhu 30°C adalah:

$$\text{Cl}_2 = 67,3000 \text{ /100 gram}$$

$$\text{HCl} = 0,5620 \text{ /100 gram} \quad (\text{Perrys Hand Book hal, 130})$$

Sehingga,

$$\text{HCl masuk} = 592,2994 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O yang dibutuhkan} = \frac{0,0673}{0,1} \text{ kg} = \frac{592,299}{x} \text{ kg}$$

$$x = 880,0883 \text{ kg/jam}$$

Jadi air yang dibutuhkan untuk melarutkan keseluruhan HCl agar terpisah dengan Cl₂ secara keseluruhan adalah: 880,0883 kg/jam

b. Menghitung konsentrasi %HCl yang dihasilkan

$$\text{HCl masuk} = 592,2994 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O yang dibutuhkan} = 880,0883 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{\% HCl yang dihasilkan} &= \frac{592,2994}{1472,3877} \times 100\% \\ &= 40,227\% \end{aligned}$$

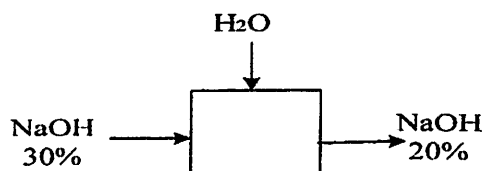
Neraca massa total pada Absorber (D-117)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari reaktor (R-110)		Ke tangki penampung	
Cl ₂	287,3087	HCl	592,2994
HCl	592,2994	H ₂ O	880,0883
Air untuk melarutkan keseluruhan HCl		Direcycle	
H ₂ O	880,0883	Cl ₂	287,3087
TOTAL	1759,6964	TOTAL	1759,6964

3. TANGKI PENGECERAN (M-124)

1472,3877

Fungsi : Mengencerkan NaOH 30% menjadi NaOH 20%



$$\text{Jumlah NaOH yang dibutuhkan} = 79,4213 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah larutan NaOH 30\%} = \frac{100}{30} \times 79,4213$$

$$\begin{aligned}
 &= 264,7376 \text{ kg/jam} \\
 \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \frac{70}{100} \times 264,737618 \\
 &= 185,3163 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Diencerkan menjadi larutan NaOH 20%

$$\begin{aligned}
 \% \text{ NaOH (awal)} \times \text{jml larutan NaOH (awal)} &= \% \text{ NaOH (akhir)} \times \text{jml larutan NaOH (akhir)} \\
 30\% \times 264,7376178 &= 20\% \times X \\
 30\% \times X &= 397,1064 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, jumlah larutan NaOH 20% sejumlah 397,1064267 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Kandungan NaOH 20\%} &= \text{Jumlah NaOH yang dibutuhkan} \\
 &= 79,4213 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \frac{80}{100} \times 397,1064 \text{ kg/jam} \\
 &= 317,6851 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga jumlah air yang ditambahkan untuk pengenceran sebesar:

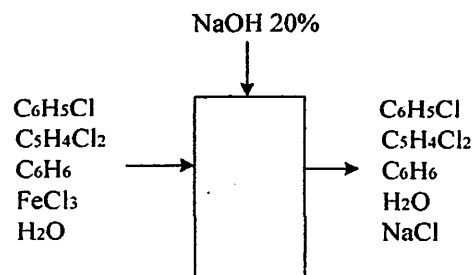
$$\text{Jumlah air NaOH 20\%} - \text{Jumlah air NaOH 30\%} = 132,3688089 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa total pada Tangki Pengenceran (M-124)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed NaOH 30%		Ke Netralizer	
NaOH	79,4213	NaOH	79,4213
H ₂ O	185,3163	H ₂ O	317,6851
Air yang dibutuhkan untuk pengenceran			
H ₂ O	132,3688		
TOTAL	397,1064	TOTAL	397,1064

4. NETRALIZER (R-120)

Fungsi : Menetralisasi HCl dengan menambahkan NaOH 20%



Bahan yang masuk ke netralizer:

$$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2 = 81,2260 \text{ kg/jam} / 146,992 = 0,5526 \text{ kgmol}$$

C_6H_5Cl	=	1907,2745	kg/jam /	112,55	=	16,9460	kgmol
C_6H_6	=	71,9359	kg/jam /	78,1080	=	0,9210	kgmol
H_2O	=	16,5494	kg/jam /	18,0160	=	0,9186	kgmol
HCl	=	65,8110	kg/jam /	36,458	=	1,8051	kgmol

Reaksi yang terjadi

konversi : 99%

excess : 10%

	HCl	+	NaOH	→	NaCl	+	H_2O
awal :	1,8051	+	1,9856		-	+	-
reaksi :	1,7871	+	1,7871		1,7871	+	1,7871
akhir :	0,0181	+	0,1986		1,7871	+	1,7871

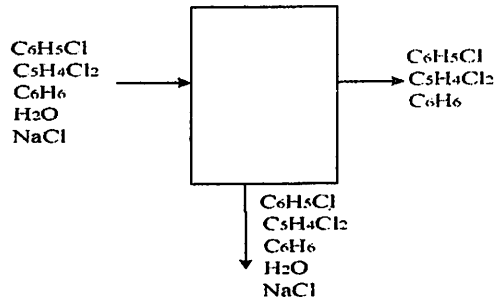
NaOH awal	=	1,9856	kgmol	x	39,9980	=	79,4213	kg/jam
NaCl hasil	=	1,7871	kgmol	x	58,4400	=	104,4363	kg/jam
NaOH sisa	=	0,1986	kgmol	x	39,9980	=	7,9421	kg/jam
H_2O hasil	=	1,7871	kgmol	x	18,0160	=	32,1958	kg/jam
HCl sisa	=	0,0181	kgmol	x	36,4580	=	0,6581	kg/jam

Neraca massa total pada Tangki Netralizer (R-120)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari reaktor		Ke dekanter	
$C_6H_4Cl_2$	81,2260	$C_6H_4Cl_2$	81,2260
C_6H_5Cl	1907,2745	C_6H_5Cl	1907,2745
C_6H_6	71,9359	C_6H_6	71,9359
H_2O	16,5494	H_2O	366,4304
HCl	65,8110	NaCl	104,4363
Penambahan NaOH 20%		HCl	0,6581
NaOH	79,4213	NaOH	7,9421
H_2O	317,6851		
TOTAL	2539,9032	TOTAL	2539,9032

5. DECANTER (H-132)

Fungsi : Menetralisasi HCl dengan menambahkan NaOH 20%



Bahan masuk ke decanter:

$C_6H_4Cl_2$ = 81,2260 kg/jam

C_6H_5Cl = 1907,2745 kg/jam

C_6H_6 = 71,9359 kg/jam

H_2O = 366,4304 kg/jam

$NaCl$ = 104,4363 kg/jam

HCl = 0,6581 kg/jam

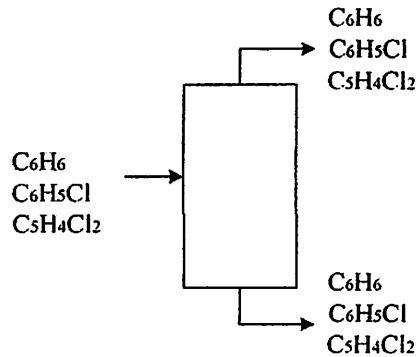
$NaOH$ = 7,9421 kg/jam

Asumsi pemisahan : 99,50%

NERACA MASSA TOTAL PADA TANGKI NETRALIZER (R-120)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari netralizer		Ke destilasi	
$C_6H_4Cl_2$	81,2260	$C_6H_4Cl_2$	80,8198
C_6H_5Cl	1907,2745	C_6H_5Cl	1897,7381
C_6H_6	71,9359	C_6H_6	71,5762
H_2O	366,4304	Ke pembuangan	
$NaCl$	104,4363	$C_6H_4Cl_2$	0,4061
HCl	0,6581	C_6H_5Cl	9,5364
$NaOH$	7,9421	C_6H_6	0,3597
		H_2O	366,4304
		$NaCl$	104,4363
		HCl	0,6581
		$NaOH$	7,9421
TOTAL	2539,9032	TOTAL	2539,9032

6. DESTILASI I (D-130)



Bahan masuk

Komponen	Massa	Titik Didih	BM
C ₆ H ₆	71,57617 kg/jam	80.1 °C	78,1080
C ₅ H ₆ Cl	1897,73812 kg/jam	132 °C	112,5500
C ₃ H ₄ Cl ₂	80,81983 kg/jam	180 °C	146,9920

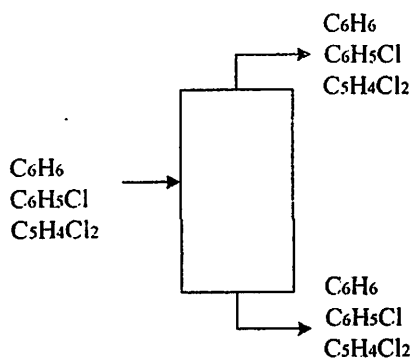
Komponen	Mol	Fraksi Mol	Konversi pemisahan	
			Destilat	Bottom
C ₆ H ₆	0,916374 kmol/jam	0,050000	99,999%	0,001%
C ₅ H ₆ Cl	16,861289 kmol/jam	0,920000	99,900%	0,100%
C ₃ H ₄ Cl ₂	0,549825 kmol/jam	0,030000	0,005%	99,995%
Jumlah	18,327488 kmol/jam	1,000000	Suhu masuk destilasi 40°C	

Komponen	Mol	Destilat		
		% fraksi	Fraksi mol	kg/jam
C ₆ H ₆	0,91637	0,99999	0,91637	71,5755
C ₅ H ₆ Cl	16,86129	0,99900	16,84443	1895,8404
C ₃ H ₄ Cl ₂	0,54982	0,00005	0,00003	0,0040
Jumlah	18,32749	-	17,76082	1967,4199
Komponen	Mol	Bottom		
		% fraksi	Fraksi mol	kg/jam
C ₆ H ₆	0,91637	0,00001	0,00001	0,0007
C ₅ H ₆ Cl	16,86129	0,00100	0,01686	1,8977
C ₃ H ₄ Cl ₂	0,54982	0,99995	0,54980	80,8158
Jumlah	18,32749	-	0,56667	82,7142

Neraca massa total pada Destilasi I (D-130)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari dekanter		Destilat	
C ₆ H ₆	71,5762	C ₆ H ₆	71,5755
C ₆ H ₅ Cl	1897,7381	C ₆ H ₅ Cl	1895,8404
C ₆ H ₄ Cl ₂	80,8198	C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0040
		Bottom	
		C ₆ H ₆	0,0007
		C ₆ H ₅ Cl	1,8977
		C ₆ H ₄ Cl ₂	80,8158
TOTAL	2050,1341	TOTAL	2050,1341

7. DESTILASI II (D-140)



Bahan masuk

Komponen	Massa	Titik Didih	BM
C ₆ H ₆	71,57546 kg/jam	80,1 °C	78,1080
C ₅ H ₆ Cl	1895,84038 kg/jam	132 °C	112,5500
C ₅ H ₄ Cl ₂	0,00404 kg/jam	180 °C	146,9920

Komponen	Mol	Fraksi Mol	Konversi pemisahan	
			Destilat	Bottom
C ₆ H ₆	0,916365 kmol/jam	0,050000	99,999%	0,001%
C ₅ H ₆ Cl	16,844428 kmol/jam	0,919080	0,100%	99,900%
C ₅ H ₄ Cl ₂	0,000027 kmol/jam	0,000002	0,005%	99,995%
Jumlah	17,760821 kmol/jam	0,969081	Suhu masuk destilasi 40°C	

Komponen	Mol	Destilat		
		% fraksi	Fraksi mol	kg/jam
C ₆ H ₆	0,91637	0,99999	0,91636	71,57474
C ₅ H ₆ Cl	16,84443	0,00100	0,01684	1,89584
C ₅ H ₄ Cl ₂	0,00003	0,00005	0,00000	0,00000
Jumlah	17,76082	-	0,93320	73,47058
Komponen	Mol	Bottom		
		% fraksi	Fraksi mol	kg/jam
C ₆ H ₆	0,91637	0,00001	0,00001	0,0007
C ₅ H ₆ Cl	16,84443	0,99900	16,82758	1893,9445
C ₅ H ₄ Cl ₂	0,00003	0,99995	0,00003	0,0040
Jumlah	17,76082	-	16,82762	1893,9493

Neraca massa total pada Destilasi I (D-130)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Feed dari dekanter		Destilat	
C ₆ H ₆	71,5755	C ₆ H ₆	71,5747
C ₆ H ₅ Cl	1895,8404	C ₆ H ₅ Cl	1,8958
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0040	C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0000002
		Bottom	
		C ₆ H ₆	0,0007
		C ₆ H ₅ Cl	1893,9445
		C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0040
TOTAL	1967,4199	TOTAL	1967,4199

Kemurnian C₆H₅Cl yang dihasilkan adalah 99,99975%

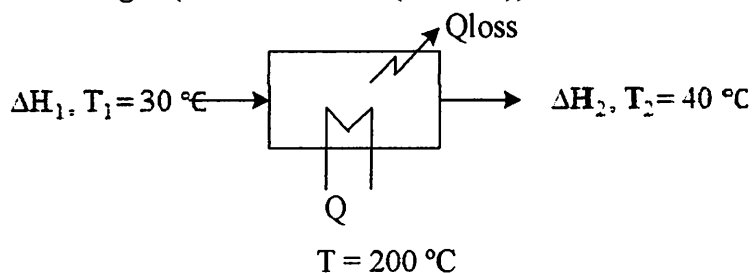
APPENDIKS B NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 15.000 ton/tahun = 1893,9394 kg/jam
 Satuan : kkal/jam
 Suhu referensi : 25 °C

Data berat molekul masing-masing komponen

Rumus	BM
C ₆ H ₆	78,1080
Cl ₂	70,9000
NaOH	39,9980
FeCl ₃	162,2000
C ₆ H ₅ Cl	112,5500
HCl	36,4580
C ₆ H ₄ Cl ₂	146,9920
H ₂ O	18,0160
NaCl	36,4580

1. Heat Exchanger (Heater Benzen (E-113A))



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

Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_s = panas steam yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar Perhitungan :

- a. Steam yang digunakan adalah saturated steam
- b. Data dari *Van Ness, App E hal 668*, untuk steam masuk pada suhu 200 °C maka didapatkan :

- Tekanan = 473,15 kpa
- λ = 463,3126 kkal/Kg
- Benzen masuk heater pada suhu 30 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
C ₆ H ₆	1438,7171	0,1391	200,0632
H ₂ O	0,7197	4,8232	3,4712
Jumlah			203,5344

- Benzen keluar heater pada suhu 40 °C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_2 (kkal/jam)
C ₆ H ₆	1438,7171	0,5423	780,1705
H ₂ O	0,7197	14,4797	10,4208
Jumlah			790,5913

- Energi balance

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

$$\text{Asumsi } Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ Panas masuk}$$

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

$$Q_s = \frac{\Delta H_2 + 5\% \Delta H_1 - \Delta H_1}{0,95} = \frac{790,5913 + 5\% [203,5344] - 203,53}{0,95}$$

$$= 628,667 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ Panas masuk} = 5\% (\Delta H_1 + Q)$$

$$= 5\% \times [203,5344 + 628,667]$$

$$= 41,6101 \text{ kkal/jam}$$

- Massa steam yang dibutuhkan

Data bdari Hysys :

$$\text{Massa steam yang dibutuhkan} = 8,5 \text{ kg/h}$$

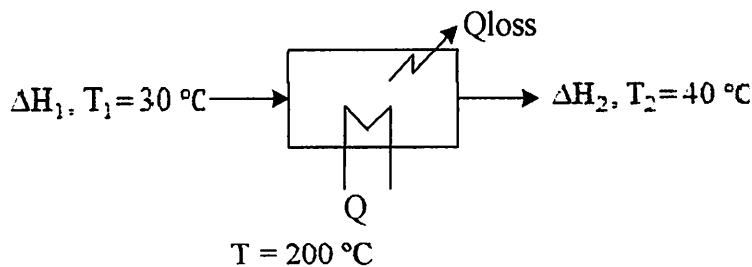
$$\text{Suhu keluar steam} = 51,01 \text{ °C}$$

$$\text{Fraksi uap} = 0$$

Neraca panas total Heater Benzen

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	203,5344	ΔH_2	790,5913
Q_s	628,6670	Q_{loss}	41,6101
Jumlah	832,2014	Jumlah	832,2014

2. Heat Exchanger (Heater Klor (E-113B))



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

Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q_s = panas steam yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar Perhitungan :

- Steam yang digunakan adalah saturated steam
- Data dari *Van Ness, App E hal 668*, untuk steam masuk pada suhu 200 °C maka didapatkan :

- Tekanan = 473,15 atm
- λ = 463,3126 kkal/Kg

- Klor masuk heater pada suhu 30 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
Cl ₂	1279,8297	1,1624	1487,6856
H ₂ O	15,8297	4,8232	76,3490
Jumlah			1564,0346

- Klor keluar heater pada suhu 40 °C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_2 (kkal/jam)
Cl ₂	1279,8297	3,4884	4464,5632
H ₂ O	15,8297	14,4797	229,2093
Jumlah			4693,7724

- Energi balance

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

$$\text{Asumsi } Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ Panas masuk}$$

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

$$Q_s = \frac{\Delta H_2 + 5\% \Delta H_1 - \Delta H_1}{0,95} = \frac{4693,772 + [5\% \cdot 1564,035] - 1564}{0,95}$$

$$= 3376,7785 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ Panas masuk} = 5\% (\Delta H_1 + Q) \\ &= 5\% \times [1564,0346 + 3376,7785] \\ &= 247,0407 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Massa steam yang dibutuhkan

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{3376,7785 \text{ kkal/jam}}{463,31262 \text{ kkal/kg}} = 7,2883 \text{ kg/jam}$$

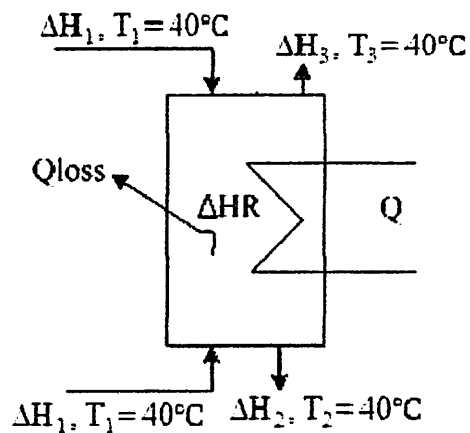
$$\text{Suhu steam keluar} = 149,77 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Fraksi uap} = 0,5428$$

Neraca panas total Heater Klor

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	1564,0346	ΔH_2	4693,7724
Q_s	3376,7785	Q_{loss}	247,0407
Jumlah	4940,8131	Jumlah	4940,8131

3. Reaktor (R-110)



Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa reaktan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa produk liquid

ΔH_3 = panas yang dibawa produk gas (HCl dan Cl₂)

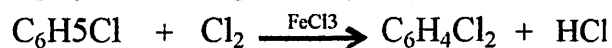
ΔH_R = panas reaksi

Q_c = panas yang diserap

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar Perhitungan:

a. Reaksi yang terjadi



- Reaktan masuk reaktor pada suhu 40 C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₁ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	1438,7171	0,5423	780,1705
H ₂ O	0,7197	14,4797	10,4208
Cl ₂	1279,8297	3,4884	4464,5632
H ₂ O	15,8297	14,4797	229,2093
Cl ₂ recycle	287,3087	3,4884	1002,2488
Jumlah			6486,6126

- Produk keluar berupa liquid dari reaktor pada suhu 40 C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₂ (kkal/jam)
C ₆ H ₅ Cl	1907,2745	14,2682	27213,4519
C ₆ H ₄ Cl ₂	81,2260	12,5647	1020,5831
H ₂ O	16,5494	14,4797	239,6303
C ₆ H ₆	71,9359	0,5423	39,0085
HCl	65,8111	14,9411	983,2912
Jumlah			29495,9650

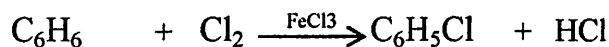
- Produk keluar berupa gas dari reaktor pada suhu 40 C

$$\Delta H_3 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₃ (kkal/jam)
Cl ₂	287,3087	3,4884	1002,2488
H ₂ O	592,2994	14,9411	8849,6197
Jumlah			9851,8686

- Menghitung panas pembentukan pada suhu 25 C = 298 K

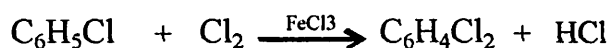
Pada Reaksi I:



$$\Delta H_{298} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{299} &= \{(\Delta H_{fC_6H_5Cl} \times \text{mol}_{C_6H_5Cl}) + (\Delta H_{fHCl} \times \text{mol}_{HCl})\} - \{(\Delta H_{fC_6H_6} \times \text{mol}_{C_6H_6}) + \\ &\quad (\Delta H_{fCl_2} \times \text{mol}_{Cl_2})\} \\ &= \{[1,22E-07 \times 17,36052] + [-22063 \times 17,36052]\} - \{[1,98E-07 \times \\ &\quad 0,9137] + [0 \times 4,5686]\} \\ &= -383025,1528 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Pada Reaksi II:



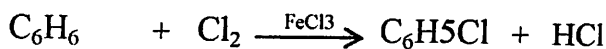
$$\Delta H_{298} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{299} = \{(\Delta H_{fC_6H_4Cl_2} \times \text{mol}_{C_6H_4Cl_2}) + (\Delta H_{fHCl} \times \text{mol}_{HCl})\} - \{(\Delta H_{fC_6H_5Cl} \times$$

$$\begin{aligned}
 & \text{molC}_6\text{H}_5\text{Cl} + (\Delta H_{f\text{Cl}_2} \times \text{mol}_{\text{Cl}_2}) \} \\
 = & \left\{ [-4944,11 \times 0,54823] + [-22063 \times 0,54823] \right\} - \left\{ [1,22\text{E-}07 \times 16,812] + [0 \times 4,022] \right\} \\
 = & -14806,1080 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung panas pembentukan reaksi (ΔH_R)

Pada Reaksi I:



$$\Delta H_{R \text{ produk}} = m \times C_p \times \Delta T$$

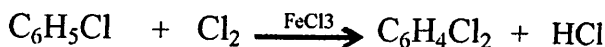
$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R \text{ produk}} &= [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}} + [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{HCl}} \\
 &= [1969,378 \times 14,2682] + [637,9350 \times 14,94113] \\
 &= 37631,0283 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{R \text{ reaktan}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned}
 &= [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{C}_6\text{H}_6} + [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{Cl}_2} \\
 &= [1438,651 \times 0,5423] + [1567,067 \times 3,4884] \\
 &= 6246,6967 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\
 &= -383025,1528 + 37631,0283 - 6246,6967 \\
 &= -351640,8211 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Pada Reaksi II:



$$\Delta H_{R \text{ produk}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R \text{ produk}} &= [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2} + [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{HCl}} \\
 &= [81,222 \times 12,5647] + [20,1453 \times 14,94113] \\
 &= 1321,52951 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{R \text{ reaktan}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned}
 &= [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}} + [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{Cl}_2} \\
 &= [1969,378 \times 14,2682] + [326,472 \times 3,4884] \\
 &= 29238,4281 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\
 &= -14806,1080 + 1321,52951 - 29238,4281 \\
 &= -42723,0065 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R \text{ total} &= \Delta H_{R1} + \Delta H_{R2} \\
 &= -351640,8211 + [-42723,0065] \\
 &= -308917,8146 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang hilang

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ Panas masuk} \\
 &= 5\% [\Delta H_1 + \Delta H_R]
 \end{aligned}$$

$$= 5\% [6486,6126 + 308917,8146]$$

$$= 15770,2214 \text{ kkal/jam}$$

- Menghitung panas yang diserap air pendingin

$$Q_c = (\Delta H_1 + \Delta H_R) - (\Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{\text{loss}})$$

$$= [6486,6126 + 308917,815] - [29495,9650 + 9851,869 + 15770,2214]$$

$$= 260286,3724$$

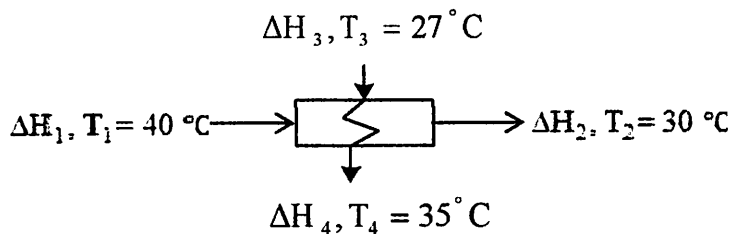
- Menghitung kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{260286,3724}{7,7209} = 33712,06 \text{ kg/jam}$$

- Neraca Panas total pada reaktor/Klorinator

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	6486,6126	ΔH_2	29495,9650
ΔH_R	308917,8146	ΔH_3	9851,8686
		Q_c	260286,3724
		Q_{loss}	15770,2214
Jumlah	315404,4273	Jumlah	315404,4273

4. Heat Exchanger (Cooler HCl dan Cl₂ (E-116))



Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas yang dibawa air masuk

ΔH_4 = panas yang dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

- Bahan masuk cooler pada suhu 40 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
Cl ₂	287,3087	3,4884	1002,2488
HCl	592,2994	14,9411	8849,6197
Jumlah			9851,8686

- Bahan keluar cooler pada suhu 30 C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₂ (kkal/jam)
Cl ₂	287,3087	1,1624	333,9702
HCl	592,2994	6,3511	3761,7744
Jumlah			4095,7446

- Menghitung panas yang dibawa air masuk

$$C_p \text{ pada } 27^\circ\text{C} = 0,99882 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = m \times 0,99882 \times 2 = 1,9976 \text{ m}$$

- Menghitung panas yang dibawa air keluar

$$C_p \text{ pada } 35^\circ\text{C} = 0,9987 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = m \times 0,9987 \times 10 = 9,9870 \text{ m}$$

- Energi Balance

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

$$9851,869 + 1,9976 \text{ m} = 4095,745 + 9,9870 \text{ m}$$

$$5756,124 = 7,9894 \text{ m}$$

$$m = 720,4737 \text{ kg/jam}$$

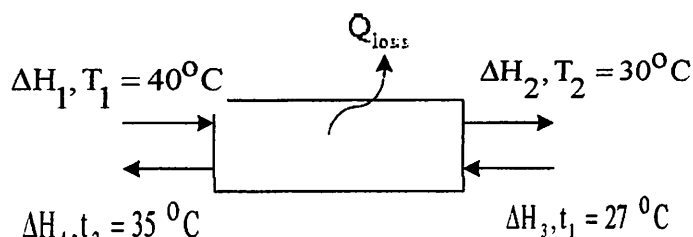
$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = 720,4737 \times 0,9988 \times 2 = 1439,2471 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = 720,4737 \times 0,9987 \times 10 = 7195,3711 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas total Cooler gas Cl₂ dan HCl (E-116)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH ₁	9851,8686	ΔH ₂	4095,7446
ΔH ₃	1439,2471	ΔH ₄	7195,3711
Jumlah	11291,1157	Jumlah	11291,1157

5. Absorber (D-117)



Dimana:

ΔH₁ = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH₂ = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH₃ = panas yang dibawa air masuk

ΔH₄ = panas yang dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

- Menghitung panas yang dibawa bahan masuk 40 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p dT$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₁ (kkal/jam)
Cl ₂	287,3087	3,4884	1002,2488
HCl	592,2994	14,9411	8849,6197
Jumlah			9851,8686

- Menghitung panas solvent yang masuk

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{in} = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 880,0480 \text{ kg/jam}$$

$$C_p.\Delta T \text{ H}_2\text{O} = 1,92885 \text{ kkal/kg}$$

$$\Delta H_2 = m \times C_p \times dt = 1697,48047 \text{ kkal/jam}$$

- Menghitung panas yang terkandung dalam bahan liquid keluar

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₃ (kkal/jam)
HCl	592,2994	6,3511	3761,7744
H ₂ O	880,0833	4,8232	4244,7742
Jumlah			8006,5486

- Menghitung panas yang terkandung dalam bahan gas keluar

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₄ (kkal/jam)
Cl ₂	287,3087	1,1624	333,9702

- Menghitung panas pelarutan HCl pada suhu 30 C

$$\Delta H_5 = n_{\text{H}_2\text{O}}/n_{\text{HCl}} \quad 1,5$$

Berarti 1 mol HCl berbanding 1,5 mol H₂O

$$\Delta H_5 = 56,851 \text{ J/gmol} = 220,74 \text{ kkal/jam}$$

(Himmelblau Eds 2 hal 87)

- **Energi balance**

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_5 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{loss} + Q_s$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi: } Q_{loss} &= 5\% \text{ panas masuk} = 5\% (\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_5) \\ &= 5\% [9851,8686 + 1697,480 + 220,7369] \\ &= 588,5043 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned} Q_{serap} &= (\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_5) - (\Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{loss}) \\ &= [9851,869 + 1697,4805 + 220,74] - [8006,549 + 333,9702 + \\ &\quad 588,5043] \end{aligned}$$

$$= 2841,0629 \text{ kkal/jam}$$

- Kebutuhan air pendingin yang digunakan

$$T \text{ masuk air pendingin} = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

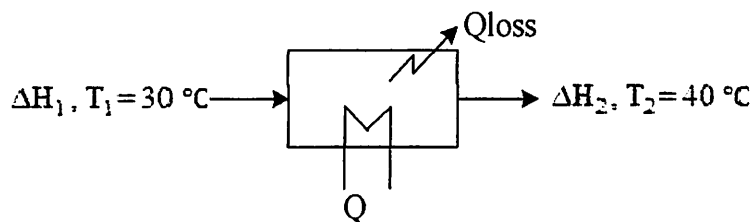
$$T \text{ keluar air pendingin} = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$m = \frac{Q_c}{C_{pd}T} = \frac{2841,0629}{7,7209} = 367,9720 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas total pada Absorber

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	9851,8686	ΔH_3	8006,5486
ΔH_2	1697,4805	ΔH_4	333,9702
ΔH_5	220,7369	Q_c	2841,0629
		Q_{loss}	588,5043
Jumlah	11770,0860	Jumlah	11770,0860

6. Heat Exchanger (Heater NaOH 20% (E-125))



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

Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

Q = panas steam yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar Perhitungan :

- Steam yang digunakan adalah saturated steam

- Data dari *Van Ness, App E hal 668*, untuk steam masuk pada suhu $200 \text{ } ^\circ\text{C}$ maka didapatkan :

$$\text{- Tekanan} = 473,15 \text{ atm}$$

$$\text{- } \lambda = 463,3126 \text{ kkal/Kg}$$

- Bahan masuk heater pada suhu $30 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\Delta H_1 = m \times C_{pd}T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
NaOH 20%	72,1979	4,3559	314,4852
H ₂ O	288,7915	4,8232	1392,8847
Jumlah			1707,3699

- Bahan keluar heater pada suhu 40 °C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₂ (kkal/jam)
NaOH 20%	72,1979	13,1537	949,6677
H ₂ O	288,7915	14,4797	4181,6128
Jumlah			5131,2805

- Energi balance

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

$$\text{Asumsi } Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ Panas masuk}$$

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

$$Q = \frac{\Delta H_2 + 5\% \Delta H_1 - \Delta H_1}{0,95} = \frac{5131,280 + [5\% \cdot 1707,370] - 1707,4}{0,95}$$

$$= 3693,9780 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ Panas masuk} = 5\% (\Delta H_1 + Q)$$

$$= 5\% \times [1707,3699 + 3693,9780]$$

$$= 270,0674 \text{ kkal/jam}$$

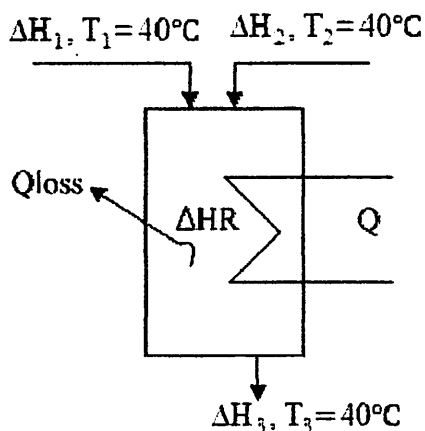
- Massa steam yang dibutuhkan

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{3693,9780 \text{ kkal/jam}}{463,31262 \text{ kkal/kg}} = 7,9730 \text{ kg/jam}$$

Neraca panas total Heater NaOH

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH ₁	1707,3699	ΔH ₂	5131,2805
Q	3693,9780	Q _{loss}	270,0674
Jumlah	5401,3478	Jumlah	5401,3478

7. Netralizer (R-120)



Dimana:

ΔH₁ = panas yang dibawa bahan masuk produk reaktor

ΔH₂ = panas yang dibawa reaktan (NaOH) masuk

ΔH_3 = panas yang dibawa produk keluar

ΔH_R = panas reaksi

Q = panas yang diserap

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar Perhitungan:

a. Reaksi yang terjadi



- Bahan masuk netralizer pada suhu 40 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	1907,1872	14,2682	27212,2064
$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$	81,2222	12,5647	1020,5358
H_2O	16,5486	14,4797	239,6193
C_6H_6	71,9326	0,5423	39,0067
HCl	65,8080	14,9411	983,2461
Jumlah			29494,6144

- Bahan (NaOH 20%) masuk netralizer pada suhu 40 °C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_2 (kkal/jam)
NaOH 20%	72,1979	13,1537	949,6677
H_2O	288,7915	14,4797	4181,6128
Jumlah			5131,2805

- Produk keluar berupa liquid dari netralizer pada suhu 40 °C

$$\Delta H_3 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_3 (kkal/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	1907,1872	14,2682	27212,2064
$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$	81,2222	12,5647	1020,5358
C_6H_6	71,9326	0,5423	39,0067
H_2O	337,8596	14,4797	4892,1053
NaCl	105,4864	4,4955	474,2155
Jumlah			33638,0698

- Menghitung panas pembentukan pada suhu 25 C = 298 K

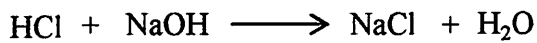


$$\Delta H_{298} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{299} &= \{(\Delta H_{f\text{NaCl}} \times \text{mol}_{\text{NaCl}}) + (\Delta H_{f\text{H}_2\text{O}} \times \text{mol}_{\text{H}_2\text{O}})\} - \{(\Delta H_{f\text{HCl}} \times \text{mol}_{\text{HCl}}) + \\ &\quad (\Delta H_{f\text{NaOH}} \times \text{mol}_{\text{NaOH}})\} \\ &= \{[-97324 \times 1,790875] + [-68269,3226 \times 1,7909]\} - \{22063 \times \end{aligned}$$

$$= -56121,2277 \text{ kkal/jam}$$

- Menghitung panas pembentukan reaksi (ΔH_R)



$$\Delta H_{R \text{ produk}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R \text{ produk}} &= [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{NaCl}} + [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= [105,486 \times 4,4955] + [32,5195 \times 14,47970] \\ &= 945,088673 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{R \text{ reaktan}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned} &= [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{HCl}} + [m \times C_p \times \Delta T]_{\text{NaOH}} \\ &= [65,80803 \times 14,9411] + [72,1979 \times 13,1537] \\ &= 1932,9138 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= -56121,2277 + 945,088673 - 1932,9138 \\ &= -57109,0528 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang hilang

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ Panas masuk} \\ &= 5\% \{ \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R \} \\ &= 5\% \{ 29494,6144 + 5131,2805 + 57109,0528 \} \\ &= 4586,7474 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang diserap air pendingin

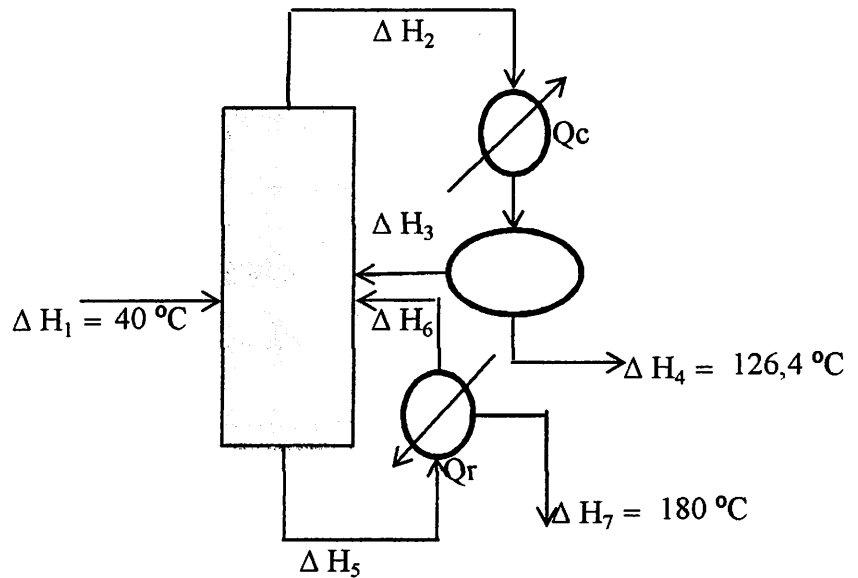
$$\begin{aligned} Q &= (\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R) - (\Delta H_3 + Q_{\text{loss}}) \\ &= [29494,6144 + 5131,2805 + 57109,0528] - [33638,07 + 4586,75] \\ &= 53510,1305 \end{aligned}$$

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{53510,1305}{7,72086795} = 6930,58485 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas total pada Netralizer

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	29494,6144	ΔH_3	33638,0698
ΔH_2	5131,2805	Q	53510,1305
ΔH_R	57109,0528	Q_{loss}	4586,7474
Jumlah	91734,9476	Jumlah	91734,9476

8. Distilasi I



Dimana:

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_2 = panas yang terbawa uap keluar kolom destilasi menuju kondensor

ΔH_3 = panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor ke kolom dist

ΔH_4 = panas yang terbawa oleh produk destilat keluar kondensor

ΔH_5 = panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom destilasi menuju reboiler

ΔH_6 = panas yang terbawa uap sebagai refluks dari reboiler

ΔH_7 = panas yang terbawa oleh produk bottom keluar reboiler

Q_c = panas yang diberikan oleh pendingin kondensor

Q_s = panas yang diberikan oleh steam pada reboiler

Q_{los} = panas yang hilang

Data dari neraca massa dan Hysys:

- Massa Feed = 2050,04030 kg/jam = 18,33 kmol/jam
- Massa Destilat = 1967,40018 kg/jam = 17,79 kmol/jam
- Massa Bottom = 82,6401195 kg/jam = 0,5366 kmol/jam
- Nilai q = 1
- Refluk ratio = 0,474

Menghitung Kecepatan aliran uap dan liquid

1. Aliran liquid untuk refluks

Dari neraca massa nila D = 1967,40018 kg/jam

$$L_o = R \times D = 0,474 \times 1967,40018 = 932,5477 \text{ kg/jam} \\ = 8,4325 \text{ kmol/jam}$$

2. Aliran Uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= [0,474 + 1] \times 1967,4002 = 2899,9479 \text{ kg/h} = 26,22246 \text{ kmol/h}$$

3. Aliran liquid masuk reboiler (L')

Dari neraca massa nila $F = 2050,04030 \text{ kg/jam} = 18,33 \text{ kmol/jam}$

$$\begin{aligned} L' &= L_o + (q+F) \\ &= 932,5477 + [1 + 2050,04030] = 2983,5880 \text{ kg/h} \\ &= 27,7625 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

4. Aliran liquid keluar reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= V + F \times (1-q) \\ &= 2899,9479 + 2050,04030 \times [1 - 1] = 2899,94787 \text{ kg/jam} \\ &= 26,22246 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi uap = mol fraksi destilat x V			
Komponen	Xd	V (Kg/jam)	Massa Uap (Kg/jam)
C ₆ H ₆	0,0363	2899,9479	105,2681
C ₆ H ₅ Cl	0,9627	2899,9479	2791,7798
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0010	2899,9479	2,8999
Jumlah	1,00		2899,9479

Komposisi liquid (refluks) = mol fraksi destilat x L _o			
Komponen	Xd	L _o (Kg/jam)	Massa Liquid (Kg/jam)
C ₆ H ₆	0,0363	932,5477	33,8515
C ₆ H ₅ Cl	0,9627	932,5477	897,7637
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0010	932,5477	0,9325
Jumlah	1,00		932,5477

Komposisi liquid masuk reboiler = mol fraksibottom x L'			
Komponen	X _b	L' (Kg/jam)	Massa Liquid (Kg/jam)
C ₆ H ₅ Cl	0,0003	2983,5880	0,8951
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,9997	2983,5880	2982,6929
Jumlah	1,00		2983,5880

Komposisi uap masuk destilasi = mol fraksi bottom x V'			
Komponen	X _b	V' (Kg/jam)	Massa Uap (Kg/jam)
C ₆ H ₅ Cl	0,0003	2899,9479	0,8700
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,9997	2899,9479	2899,0779
Jumlah	1,00		2899,9479

Perhitungan Neraca Panas

1. Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

$$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$T_1 = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponer	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
C_6H_6	71,5464	0,5423	38,7973
C_5H_6Cl	1897,7223	14,2682	27077,1589
$C_3H_4Cl_2$	80,7716	12,5647	1014,8735
Jumlah			28130,8297

2. Panas yang dibawa uap keluar menuju destilasi

$$\Delta H_2 = m \times H_v$$

$$T_2 = 130,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu pada tray I)

Komponer	massa (kg/jam)	H_v (kkal/kg)	ΔH_2 (kkal/jam)
C_6H_6	105,2681	11,4312	1203,3441
C_5H_6Cl	2791,7798	97,7513	272900,0755
$C_3H_4Cl_2$	2,8999	86,0501	249,5409
Jumlah			274352,9605

3. Panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor ke kolom destilasi

$$\Delta H_3 = m \times H_l$$

$$T_3 = 126,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu kondensor)

Komponer	massa (kg/jam)	H_l (kkal/kg)	ΔH_3 (kkal/jam)
C_6H_6	33,8515	10,7017	362,2683
C_5H_6Cl	897,7637	94,3674	84719,6022
$C_3H_4Cl_2$	0,9325	83,0531	77,4510
Jumlah			85159,3215

4. Panas yang terbawa produk destilat keluar dari kondensor

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$T_4 = 126,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu kondensor)

Komponer	massa (kg/jam)	H_l (kkal/kg)	ΔH_4 (kkal/jam)
C_6H_6	71,4166	10,7017	764,2791
C_5H_6Cl	1894,0162	94,3674	178733,3380
$C_3H_4Cl_2$	1,9674	83,0531	163,3987
Jumlah			179661,0158

5. Panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom destilasi menuju reboiler

$$\Delta H_5 = m \times HI'$$

$$T_5 = 179,9 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{Dari Hysys, suhu tray ke 16})$$

Komponer	massa (kg/jam)	HI (kkal/kg)	ΔH_5 (kkal/jam)
C ₅ H ₆ Cl	0,8951	137,5622	123,1287
C ₅ H ₄ Cl ₂	2982,6929	121,6828	362942,5739
Jumlah			363065,7026

6. Panas yang dibawa uap sebagai reflux dari reboiler menuju destilasi

$$\Delta H_6 = m \times Hv'$$

$$T_6 = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponer	massa (kg/jam)	Hv (kkal/kg)	ΔH_6 (kkal/jam)
C ₅ H ₆ Cl	0,8700	137,6353	119,7406
C ₅ H ₄ Cl ₂	2899,0779	121,7493	352960,5761
Jumlah			353080,3167

7. Panas yang dibawa oleh produk bottom keluar reboiler

$$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$T_6 = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponer	massa (kg/jam)	Hv (kkal/kg)	ΔH_7 (kkal/jam)
C ₅ H ₆ Cl	0,0248	137,6353	3,4123
C ₅ H ₄ Cl ₂	82,6153	121,7493	10058,3547
Jumlah			10061,7669

8. Menghitung panas di sekitar kondensor (QC) :

$$\Delta H_2 = Q_1 + \Delta H_3 + \Delta H_4$$

$$Q_1 = \Delta H_2 - (\Delta H_3 + \Delta H_4)$$

$$= 274352,9605 - (85159,3215 + 179661,0158)$$

$$= 9532,6232 \text{ Kkal/Jam}$$

9. Menghitung kebutuhan air pendingin (massa):

$$Cp \text{ Air} = R \cdot (8,712 + 1,25 \cdot 10^{-3} \cdot (T) - 0,18 \cdot 10^{-6} \cdot (T^2))$$

$$Cp \cdot \Delta T = 11,5813 \text{ Kkal/Jam}$$

$$Q_{\text{cooling}} = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$\text{massa} = 823,105 \text{ Kg/Jam}$$

10. Menghitung panas di sekitar reboiler (QR) :

Steam yang digunakan berada pada kondisi saturated jenuh:

$$T = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 1002,7 \text{ Kpa}$$

$$H_v = 2776,3 \text{ kJ/kg} = 663,5516 \text{ kkal/kg}$$

$$H_l = 763,1 \text{ kJ/kg} = 182,3853 \text{ kkal/kg}$$

$$\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + Q_{\text{loss}}$$

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 10\% \times \text{panas masuk}$

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times Q_2$$

$$\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + 0,05Q_2$$

$$-0,95 Q_2 = 28130,8297 - [179661,0158 + 10061,7669 + 9532,6]$$

$$Q_2 = 180131,133 \text{ kkal/jam}$$

11. Menghitung panas yang lolos (Q_{loss})

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times \text{panas masuk} = 0,05 \times Q_2 = 0,05 \times 180131,1328 \\ = 9006,5566 \text{ kkal/jam}$$

12. Menghitung massa steam yang masuk reboiler (M)

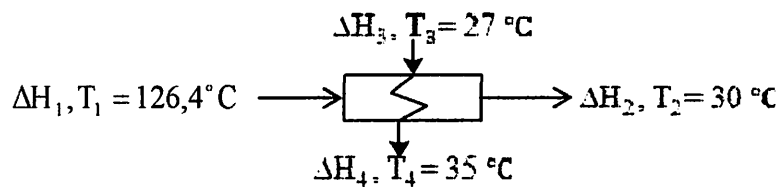
$$Q_2 = m (H_v - H_l)$$

$$m = \frac{Q_2}{(H_v - H_l)} = \frac{180131,1328}{[663,5516 - 182,3853]} = 374,3635 \text{ kg/jam}$$

Neraca panas total Distilasi I

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	28130,8297	ΔH_4	179661,0158
Q_2	180131,1328	ΔH_7	10061,7669
		Q_1	9532,6232
		Q_{loss}	9006,5566
Jumlah	208261,9626	Jumlah	208261,9626

9. Heat Exchanger Cooler (E-144 A)



Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas yang dibawa air masuk

ΔH_4 = panas yang dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

- Bahan masuk cooler pada suhu 126,4 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₁ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	71,5657	10,7017	765,8749
C ₆ H ₅ Cl	1895,7536	94,3674	178897,2984
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0808	83,0531	6,7120
Jumlah			179669,8854

- Bahan keluar cooler pada suhu 30 C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₂ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	71,5657	0,5423	38,8078
C ₆ H ₅ Cl	1895,7536	14,2682	27049,0693
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,0808	12,5647	1,0154
Jumlah			27088,8925

- Menghitung panas yang dibawa air masuk

$$C_p \text{ pada } 27^\circ\text{C} = 0,99882 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = m \times 0,99882 \times 2 = 1,9976 \text{ m}$$

- Menghitung panas yang dibawa air keluar

$$C_p \text{ pada } 35^\circ\text{C} = 0,9987 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = m \times 0,9987 \times 10 = 9,9870 \text{ m}$$

- Energi Balance

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

$$179669,8854 + 1,9976 \text{ m} = 27088,8925 + 9,9870 \text{ m}$$

$$152580,9928 = 7,9894 \text{ m}$$

$$m = 19098,02 \text{ kg/jam}$$

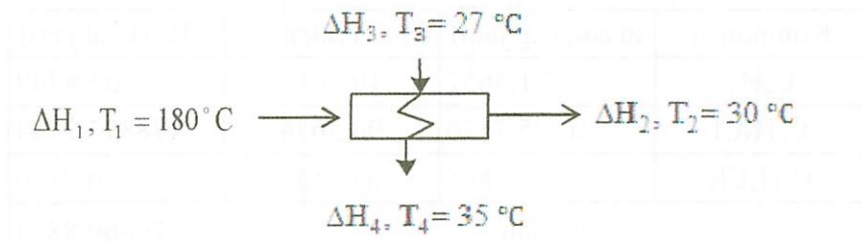
$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = 19098,02 \times 0,9988 \times 2 = 38150,9776 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = 19098,02 \times 0,9987 \times 10 = 190731,9705 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas total Cooler (E-144 A)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH ₁	179669,8854	ΔH ₂	27088,8925
ΔH ₃	38150,9776	ΔH ₄	190731,9705
Jumlah	217820,8630	Jumlah	217820,8630

10 Heat Exchanger Cooler (E-136)



Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas yang dibawa air masuk

ΔH_4 = panas yang dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

- Bahan masuk cooler pada suhu 180 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p dT$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
C_6H_5Cl	0,0248	137,6353	3,4123
$C_6H_4Cl_2$	82,6153	121,7493	10058,3547
Jumlah			10061,7669

- Bahan keluar cooler pada suhu 30 C

$$\Delta H_2 = m \times C_p dT$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_2 (kkal/jam)
C_6H_5Cl	0,0248	4,7488	0,1177
$C_6H_4Cl_2$	82,6153	4,1848	345,7313
Jumlah			345,8491

- Menghitung panas yang dibawa air masuk

$$C_p \text{ pada } 27^\circ C = 0,99882 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = m \times 0,99882 \times 2 = 1,9976 m$$

- Menghitung panas yang dibawa air keluar

$$C_p \text{ pada } 35^\circ C = 0,9987 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = m \times 0,9987 \times 10 = 9,9870 m$$

- Energi Balance

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

$$10061,7669 + 1,9976 m = 345,8491 + 9,9870 m$$

$$9715,9179 = 7,9894 m$$

$$m = 1216,107 \text{ kg/jam}$$

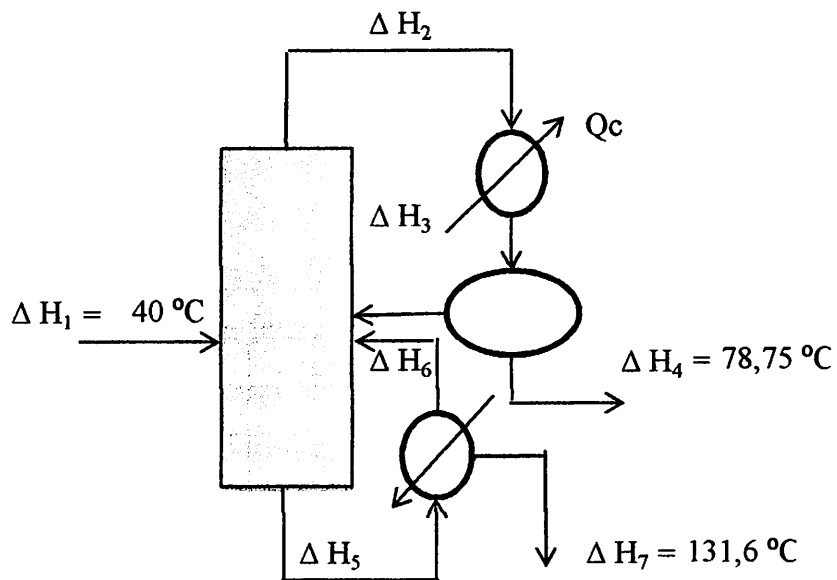
$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = 1216,107 \times 0,9988 \times 2 = 2429,3443$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = 1216,107 \times 0,9987 \times 10 = 12145,2622$$

Neraca panas total Cooler (E-136)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	10061,7669	ΔH_2	345,8491
ΔH_3	2429,3443	ΔH_4	12145,2622
Jumlah	12491,1112	Jumlah	12491,1112

11 Distilasi II (D-140)



Dimana:

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_2 = panas yang terbawa uap keluar kolom distilasi menuju kondensor

ΔH_3 = panas yang terbawa oleh liquid sebagai reflux dari kondensor ke kolom dist

ΔH_4 = panas yang terbawa oleh produk destilat keluar kondensor

ΔH_5 = panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom distilasi menuju reboiler

ΔH_6 = panas yang terbawa uap sebagai reflux dari reboiler

ΔH_7 = panas yang terbawa oleh produk bottom keluar reboiler

Q_c = panas yang diberikan oleh pendingin kondensor

Q_s = panas yang diberikan oleh steam pada reboiler

Q_{los} = panas yang hilang

Data dari neraca massa dan Hysys:

- Massa Feed = 1967,4 kg/jam
- Massa Destilat = 70,330 kg/jam
- Massa Bottom = 1897 kg/jam
- Nilai q = 1
- Refluk ratio = 8,537

Menghitung Kecepatan aliran uap dan liquid

1. Aliran liquid untuk refluks

Dari neraca massa nilai $D = 70,33 \text{ kg/jam}$

$$L_o = R \times D = 8,537 \times 70,33 = 600,4072 \text{ kg/jam}$$

2. Aliran Uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= [8,537 + 1] \times 70,33 = 670,7372 \text{ kg/jam}$$

3. Aliran liquid masuk reboiler (L')

Dari neraca massa nilai $F = 1967,40020 \text{ kg/jam}$

$$L' = L_o + (q + F)$$

$$= 600,4072 + [1 + 1967,40020] = 2568,80741 \text{ kg/jam}$$

4. Aliran liquid keluar reboiler (V')

$$V' = V + F \times (1 - q)$$

$$= 670,7372 + 1967,40020 \times [1 - 1] = 670,73721 \text{ kg/jam}$$

Komposisi uap = mol fraksi destilat x V			
Komponen	Xd	V (Kg/jam)	Massa Uap (Kg/jam)
C ₆ H ₆	0,9999	670,7372	670,6701
C ₆ H ₅ Cl	0,0001	670,7372	0,0671
Jumlah	1,00		670,7372

Komposisi liquid (refluks) = mol fraksi destilat x L _o			
Komponen	Xd	L _o (Kg/jam)	Massa Liquid (Kg/jam)
C ₆ H ₆	0,9999	600,4072	600,3472
C ₆ H ₅ Cl	0,0001	600,4072	0,0600
Jumlah	1,00		600,4072

Komposisi liquid masuk reboiler = mol fraksi bottom x L'			
Komponen	Xb	L' (Kg/jam)	Massa Liquid (Kg/jam)
C ₆ H ₆	0,0007	2568,8074	1,7982
C ₆ H ₅ Cl	0,9993	2568,8074	2567,0092
Jumlah	1,00		2568,8074

Komposisi uap masuk destilasi = mol fraksi bottom x V'			
Komponen	Xb	V' (Kg/jam)	Massa Liquid (Kg/jam)
C ₆ H ₆	0,0003	670,7372	0,2012
C ₆ H ₅ Cl	0,9997	670,7372	670,5360
Jumlah	1,00		670,7372

Perhitungan Neraca Panas

1. Panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

$$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$T_1 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponer	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₁ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	71,6134	0,5423	38,8337
C ₅ H ₆ Cl	1895,7868	14,2682	27049,5431
Jumlah			27088,3767

2. Panas yang dibawa uap keluar menuju destilasi

$$\Delta H_2 = m \times H_v$$

$$T_2 = 78,76 \text{ }^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu pada tray I)

Komponer	massa (kg/jam)	Hv (kkal/kg)	ΔH ₂ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	670,6701	3,6487	2447,1076
C ₅ H ₆ Cl	0,0671	51,0370	3,4232
Jumlah			2450,5309

3. Panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor ke kolom destilasi

$$\Delta H_3 = m \times H_l$$

$$T_3 = 78,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu kondensor)

Komponer	massa (kg/jam)	Hl (kkal/kg)	ΔH ₃ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	600,3472	3,6476	2189,8492
C ₅ H ₆ Cl	0,0600	51,0276	3,0637
Jumlah			2192,9129

4. Panas yang terbawa produk destilat keluar dari kondensor

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$T_4 = 78,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu kondensor)

Komponer	massa (kg/jam)	Hl (kkal/kg)	ΔH ₄ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	70,3230	3,6476	256,5127
C ₅ H ₆ Cl	0,0070	51,0276	0,3589
Jumlah			256,8716

5. Panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom destilasi menuju reboiler

$$\Delta H_5 = m \times H_l'$$

$$T_5 = 131,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

(Dari Hysys, suhu tray ke 16)

Komponer	massa (kg/jam)	Hl (kkal/kg)	ΔH ₅ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	1,7982	11,6411	20,9326
C ₅ H ₆ Cl	2567,0092	98,7001	253364,0781
Jumlah			253385,0106

6. Panas yang dibawa uap sebagai refluks dari reboiler menuju destilasi

$$\Delta H_6 = m \times H_v'$$

$$T_6 = 131,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	massa (kg/jam)	Hv (kkal/kg)	ΔH_6 (kkal/jam)
C_6H_6	0,2012	11,6794	2,3501
C_5H_6Cl	670,5360	98,8723	66297,4650
Jumlah			66299,8151

7. Panas yang dibawa oleh produk bottom keluar reboiler

$$\Delta H_7 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$T_6 = 131,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	massa (kg/jam)	Hv (kkal/kg)	ΔH_7 (kkal/jam)
C_6H_6	1,3279	137,6353	182,7660
C_5H_6Cl	1895,6721	121,7493	230796,6681
Jumlah			230979,4341

8. Menghitung panas di sekitar kondensor (QC) :

$$\Delta H_2 = Q_1 + \Delta H_3 + \Delta H_4$$

$$Q_1 = \Delta H_2 - (\Delta H_3 + \Delta H_4)$$

$$= 2450,5309 - 2192,9129 + 256,8716$$

$$= 0,7464 \text{ [Kkal/Jam]}$$

9. Menghitung kebutuhan air pendingin (massa):

$$C_p \text{ Air} = R \cdot (8,712 + 1,25 \cdot 10^{-3} \cdot (T) - 0,18 \cdot 10^{-6} \cdot (T^2))$$

$$C_p \cdot \Delta T = 11,5813 \text{ Kkal/Jam}$$

$$Q_{\text{cooling}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{massa} = 0,064 \text{ Kg/Jam}$$

- 10 Menghitung panas di sekitar reboiler (QR) :

Steam yang digunakan berada pada kondisi saturated jenuh:

$$T = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 1002,7 \text{ Kpa}$$

$$H_v = 2776,3 \text{ kJ/kg} = 663,5516 \text{ kkal/kg}$$

$$H_l = 763,1 \text{ kJ/kg} = 182,3853 \text{ kkal/kg}$$

$$\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + Q_{\text{loss}}$$

$$\text{Asumsi } Q_{\text{loss}} = 10\% \times \text{panas masuk}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times Q_2$$

$$\Delta H_1 + Q_2 = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_1 + 0,05 Q_2$$

$$-0,95 Q_2 = 27088,3767 - 256,8716 + 230979,4341 + 0,746$$

$$Q_2 = 214893,342 \text{ kkal/jam}$$

11. Menghitung panas yang lolos (Qloss)

$$Q_{\text{loss}} = 10\% \times \text{panas masuk} = 0,05 \times Q_2 = 0,05 \times 214893,3425 \\ = 10744,6671 \text{ kkal/jam}$$

12. Menghitung massa steam yang masuk reboiler (M)

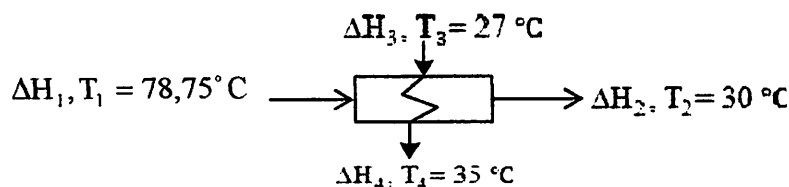
$$Q_2 = m (H_v - H_l)$$

$$m = \frac{Q_2}{(H_v - H_l)} = \frac{214893,3425}{663,5516 - 182,3853} = 446,6093 \text{ kg/jam}$$

Neraca panas total Distilasi II)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	27088,3767	ΔH_4	256,8716
Q_2	214893,3425	ΔH_7	230979,4341
		Q_1	0,7464
		Q_{loss}	10744,6671
Jumlah	241981,7192	Jumlah	241981,7192

12. Heat Exchanger Cooler (E-146B)



Dimana:

ΔH_1 = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH_3 = panas yang dibawa air masuk

ΔH_4 = panas yang dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

- Bahan masuk cooler pada suhu 78,75 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
C_6H_6	70,3230	3,6476	256,5127
C_5H_6Cl	0,0070	51,0276	0,3589
Jumlah			256,8716

- Bahan keluar cooler pada suhu 30 C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	Cp.ΔT(kkal/kg)	ΔH ₂ (kkal/jam)
C ₆ H ₆	70,3230	0,1391	9,7789
C ₅ H ₆ Cl	0,0070	4,7488	0,0334
Jumlah			9,8123

- Menghitung panas yang dibawa air masuk

$$C_p \text{ pada } 27^\circ\text{C} = 0,99882 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = m \times 0,99882 \times 2 = 1,9976 \text{ m}$$

- Menghitung panas yang dibawa air keluar

$$C_p \text{ pada } 35^\circ\text{C} = 0,9987 \text{ kkal/kg.C}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = m \times 0,9987 \times 10 = 9,9870 \text{ m}$$

- Energi Balance

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

$$256,8716 + 1,9976 \text{ m} = 9,8123 + 9,9870 \text{ m}$$

$$247,0593 = 7,9894 \text{ m}$$

$$m = 30,92354 \text{ kg/jam}$$

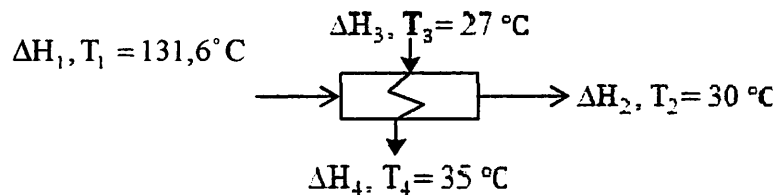
$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = 30,92354 \times 0,9988 \times 2 = 61,7741 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = 30,92354 \times 0,9987 \times 10 = 308,8334 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas total Cooler (E-146B)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH ₁	256,8716	ΔH ₂	9,8123
ΔH ₃	61,7741	ΔH ₄	308,8334
Jumlah	318,6457	Jumlah	318,6457

13. Heat Exchanger Cooler (E-146C)



Dimana:

ΔH₁ = panas yang dibawa bahan masuk

ΔH₂ = panas yang dibawa bahan keluar

ΔH₃ = panas yang dibawa air masuk

ΔH₄ = panas yang dibawa air keluar

Q_c = panas yang diserap oleh air

- Bahan masuk cooler pada suhu 131,6 °C

$$\Delta H_1 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_1 (kkal/jam)
C_6H_6	1,3279	137,6353	182,7660
C_5H_6Cl	1895,6721	121,7493	230796,6681
Jumlah			230979,4341

- Bahan keluar cooler pada suhu 30 °C

$$\Delta H_2 = m \times C_p \Delta T$$

Komponen	massa (kg/jam)	$C_p \cdot \Delta T$ (kkal/kg)	ΔH_2 (kkal/jam)
C_6H_6	1,3279	0,1391	0,1847
C_5H_6Cl	1895,6721	4,7488	9002,1129
Jumlah			9002,2975

- Menghitung panas yang dibawa air masuk

$$C_p \text{ pada } 27^\circ C = 0,99882 \text{ kkal/kg}\cdot C$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = m \times 0,99882 \times 2 = 1,9976 m$$

- Menghitung panas yang dibawa air keluar

$$C_p \text{ pada } 35^\circ C = 0,9987 \text{ kkal/kg}\cdot C$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = m \times 0,9987 \times 10 = 9,9870 m$$

- Energi Balance

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

$$230979,4341 + 1,9976 m = 9002,2975 + 9,9870 m$$

$$221977,1366 = 7,9894 m$$

$$m = 27784,09 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times dt = 27784,09 \times 0,9988 \times 2 = 55502,6194 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times dt = 27784,09 \times 0,9987 \times 10 = 277479,7559 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas total Cooler (E-146B)

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	230979,4341	ΔH_2	9002,2975
ΔH_3	55502,6194	ΔH_4	277479,7559
Jumlah	286482,0535	Jumlah	286482,0535

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

1. STORAGE (C₆H₆) BENZENE (F-111 A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku utama
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup <i>atas standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	:	18.750 psi
Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
faktor korosi (C)	:	1/16 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
L/D	:	2,0 L _s = 2,0 D _T
Rate Feed	:	1.439,4368 kg/jam = 3.173,3824 lb/jam
Densitas bahan	:	0,8786 kg/jam = 54,8510 lb/ft ³
Kondisi operasi	:	30 °C ; 1 atm = 14,696 psia
Waktu tinggal	:	5 hari
Jumlah tangki	:	3 buah 763680,6768

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

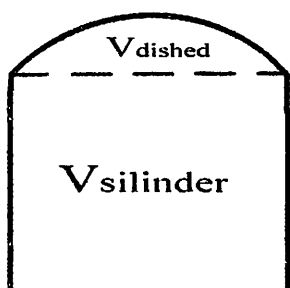
$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik benzene} &= \text{Rate } C_6H_6 / \rho_{C_6H_6} \\
 &= 3.173,2371 \text{ lb/jam} / 54,8510 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 57,8546 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume benzene selama 5 hari} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 2.314,184 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Jika rate volumetric hanya mengis 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_L + V_{RK} \\
 &= 2.314,184 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T \\
 0,8 V_T &= 2.314,184 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$V_T = 2892,7298 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})



$$V_T = V_{dished} + V_{silinder}$$

$$2.892,730 \text{ ft}^3 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

$$= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \cdot 2 D_T \right)$$

$$= 1,6547 D_T^3$$

$$D_T = 12,0466 \text{ ft} = 144,5587 \text{ in}$$

$$L_S = 24,0931 \text{ ft} = 289,1173 \text{ in}$$

$$V_{liquid} = V_{liquid \text{ dalam silinder}}$$

$$2.314,1839 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

(brownell, 1959)

$$L_{LS} = 20,3143 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

$$\text{tekanan } 1 \text{ atm } (P_{operasi}) = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_{alat} = P_{operasi} + P_{liquid}$$

$$P_{liquid} = \frac{\rho (H - 1)}{144} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 7,3570 \text{ psia}$$

$$P_{alat} = 22,0530 \text{ psia}$$

$$= 7,3570 \text{ psig}$$

sehingga tebal silinder,

$$t_s = \frac{P_{alat} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{alat})} + C$$

$$= 0,0980 \text{ in}$$

$$= 1/8 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar 3/16 in

$$\begin{aligned} D_O &= D_T + 2t_s \\ &= 144,9337 \text{ in} \end{aligned}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh D_o sebesar 144 in

$$\begin{aligned} D_T &= D_o - 2t_s \\ &= 143,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$\begin{aligned} L/D &= 2,0 \quad L_s \\ L_s &= 2,0 \quad D_T \\ L_s = H &= 287,3 \text{ in} \\ &= 23,94 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal tutup tangki (t_{ha})diperc

syarat = $r = D_T = 143,6250 \text{ in}$

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 0,1248 \text{ in}$$

$$= 3/16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} icr &= 0,06 \times D_T \\ &= 8,6175 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 24,2726 \text{ in}$$

$$H = L_s + h_a = 311,5226 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage (C_6H_6) BENZENE (F-111 A)

- Fungsi : Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku pembuatan diklorobenzene
- Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat
- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316

Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint	
Volume tangki (V_T)	:	2.892,7298	ft^3
Diameter dalam (D_T)	:	143,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	144,9337	in
Tebal Silinder (t_s)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	287,2500	in
			21640,512
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	24,2726	in
Waktu tinggal	:	5 hari	
Jumlah tangki	:	3 buah	

2. PUMP (L-112 A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Mengalirkan benzene dari storage (F-111 A) ke heater (E-113 A)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Rate feed	:	1.439,4368 kg/jam = 3.173,382 lb_m/jam
Viscositas	:	0,0075 cp = 5,040E-06 $\text{lb}/\text{ft}\cdot\text{s}$
Kondisi operasi	:	30 °C, 1 atm = 14,696 psi
Jumlah	:	1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik

$$\begin{aligned} \text{Rate vol (Qf)} &= \text{Feed benzene}/\rho_{\text{benzene}} \\ &= 0,0161 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa Keluar dan Masuk ke Pompa

Asumsi aliran fluida turbulents maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \cdot (\text{Qf})^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \\ &= 1,0230 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan :

$$\text{ID standarisasi} = 1 \text{ in sch} = 40$$

$$\text{OD pipa} = 1,3150 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 1,0490 \text{ in} = 0,087 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

C. Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$= 2,6785 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i v \rho}{\mu}$$

$$= 2548307 \text{ (turbulent, Geankoplis. 1997)}$$

D. Menentukan Panjang Pipa

$$\text{Direncanakan : Panjang pipa lurus } L = 10 \text{ ft}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad (L/D) = 35$$

$$L = 6,1192 \text{ ft}$$

$$1 \text{ gate valve WO } (L/D) = 9$$

$$L = 0,7868 \text{ ft}$$

$$1 \text{ globe valve WC } (L/D) = 300$$

$$L = 26,225 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang keseluruhan pipa yang dibutuhkan} = 43,1309 \text{ ft}$$

E. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa komersial steel, sehingga:

$$\varepsilon = 0,00005 \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon / D = 0,0017 \text{ ft}$$

$$f = 0,007$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulenta)} \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

Friksi loss pada sistem perpipaan

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,75	1,5
2.	Gate valve WO	1	0,17	0,17

3.	Globe valve W	1	6	6
				7,67

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55(1-0) = 1$$

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} \\ &= 82,6280 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\text{Ketinggian } \Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta v = 2,6785 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\rho = 54,851 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ &= 92,7395 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\text{WHP} = \frac{(W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,1486 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 80\%$$

(Peter & Timmerhauss)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\text{Efisiensi}}$$

Bagian Annulus (benzene)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$de = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$a'' = 0,4360 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$de' = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$di = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$
	$do = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (benzene)	Bagian Pipe (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= 384.011,8806 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 269,7957 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,4600 \text{ cp}$	$\mu = 0,15 \text{ cp (Kern, hal. 823)}$
$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$N_{Re} = \frac{di \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$
$= 26.303,3650$	$= 85,4725$
2. Mencari faktor panas (J_H)	2'. Mencari faktor panas (J_H)
$J_H = 80 \text{ BTU}/\text{J.ft}^2.\text{°F}$	$J_H = -$
Kern, Hal. 834	
3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hi	3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hio
$cp = 0,56 \text{ Btu}/\text{jam.ft(F/ft)}$	$hio = 1500 \text{ BTU}/\text{jam.ft}^2.\text{°F}$
Kern hal 804	
$k = 0,087 \text{ Btu}/\text{lb.F}$	
pada suhu 140 F (Kern hal 800)	
$ho/d = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$	
$= 131,0725$	

Mencari harga ϕ_p dari harga t_w
$T_w = t_c + \frac{h_o / \phi_{an}}{h_o / \phi_{an} + h_{io} / \phi_p}$
$= 95,64$
μ_w Benzene didapat dari hal 824 pada suhu 95,64F sebesar 0,52 Cp $\phi_a = (\mu/\mu_w)^{0,14} = 0,98298214$ $h_o = (h_o/\phi_a) \times \phi_a = 128,84 \text{ Btu.jft}^{2.0F}$

Mencari tahanan pipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 118,650491 \text{ BTU/J.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \text{ sehingga } U_D = 87,5035 \text{ BTU/J.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 11,6658 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = A/a'' = 26,7564 \text{ ft}$$

Harga L

L(ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	R _d baru	over design	
10	1,3378	=	1,0	20	8,72	117,06	0,0001	-96,2%
14	0,9556	=	1	28	12,21	83,617	0,0035	17,7%
20	0,6689	=	1	40	17,44	58,532	0,0087	188,6%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipa 14 ft

Evaluasi Δp

Bagian Shell (benzene)	Bagian Tube (Steam)
------------------------	---------------------

<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\ an} = \frac{de' \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$ $= 11498,7388$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0087$ <p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 0,3265 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 1,9447 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0224 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$ $= 0,3489 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>memadai</p>	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\ p} = \frac{di \cdot G_p}{\mu \cdot 2,42}$ $= 85,4725$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$ $= 0,0443$ <p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 4,693E-05 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>
---	--

Spesifikasi HEATER (E-113 A)

Fungsi : Memanaskan benzene sebelum masuk ke reaktor klorinator

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Rate feed dingin : 1.439,4368 kg/jam

Rate feed panas : 1,2748 kg/jam

Dimensi anulus

Diameter dalam : 0,915 in

Diameter luar : 0,40 in

Dimensi pipa

Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	168	in
Jumlah hair pin	:	1	buah
Jumlah	:	1	buah

4. STORAGE (Cl₂) KLORINE (F-111 B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Tangki penyimpanan klorine sebagai bahan baku kedua
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	:	18.750 psi
Tipe pengelasan	:	<i>Double Welding Butt Joint</i>
faktor korosi (C)	:	1/16 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
L/D	:	2,0 L _s = 2,0 D _T
Rate Feed	:	1.295,6594 kg/jam = 2.856,4107 lb/jam
Densitas bahan	:	12,6682 kg/jam
Kondisi operasi	:	30 °C ; 9 atm = 132,264 psia
Waktu tinggal	:	7 hari
Jumlah tangki	:	4 buah

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

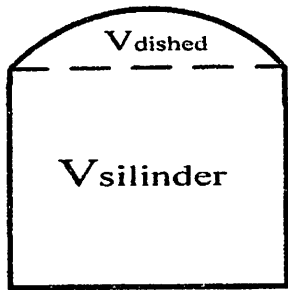
$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik klorine} &= \text{Rate Cl}_2 / \rho_{\text{Cl}_2} \\
 &= 3.173,2371 \text{ lb/jam} / 54,8510 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 225,4788 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume klorine selama 5 hari} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 9.470,110 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Jika rate volumetric hanya mengis. 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_L + V_{RK} \\
 &= 9.470,110 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T \\
 0,8 V_T &= 9.470,110 \text{ ft}^3 \\
 V_T &= 11837,638 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$



$$1.837,638 \text{ ft}^3 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

$$= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \cdot 2D_T \right)$$

$$= 1,6547 D_T^3$$

$$D_T = 19,2685 \text{ ft} = 231,2224 \text{ in}$$

$$L_S = 38,5371 \text{ ft} = 462,4447 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$9.470,1102 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

(brownell, 1959)

$$L_{LS} = 32,4929 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm (P_{operasi}) = 132,2640 psia

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 2,7705 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 135,0345 \text{ psia}$$

$$= 2,7705 \text{ psig}$$

sehingga tebal silinder,

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$= 0,0839 \text{ in}$$

$$= 1/8 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar $3/16 \text{ in}$

$$\begin{aligned} D_O &= D_T + 2t_s \\ &= 231,5974 \text{ in} \end{aligned}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh D_o sebesar 240 in

$$\begin{aligned} D_T &= D_o - 2t_s \\ &= 239,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$L/D = 2,0 \quad L_s$$

$$L_s = 2,0 \quad D_T$$

$$L_s = H = 479,3 \text{ in}$$

$$= 39,94 \text{ ft}$$

Tebal tutup tangki (t_{ha})diper

syarat $r = D_T = 239,6250 \text{ in}$

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 0,1017 \text{ in}$$

$$= 3/16 \text{ in}$$

$$icr = 0,06 \times D_T$$

$$= 14,3775 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 40,4966 \text{ in}$$

$$H = L_s + h_a = 519,7466 \text{ in}$$

Spesifikasi STORAGE (Cl2) KLOORINE (F-111 B)

Fungsi : Tangki penyimpanan klorine sebagai bahan baku kedua

Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M</i> type 316
Tipe Pengelasan	: double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	: 11.837,638 ft ³
Diameter dalam (D_T)	: 239,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 231,5974 in
Tebal Silinder (t_s)	: 3/16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 479,2500 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 40,4966 in
Waktu tinggal	: 7 hari
Jumlah tangki	: 4 buah

5. EKSPANDER (Cl₂) KLOORINE (G-114)

Dasar Perancangan

Fungsi	: Menurunkan tekanan Cl ₂ dari 9 atm menjadi 1 atm
Tipe	: Multi stage reciprocating expander
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Rate Feed	: 1.439,4368 kg/jam = 3.173,3824 lb/jam
Densitas bahan	: 12,6682 lb/ft ³
Kondisi operasi	
Tekanan masuk (P1)	: 9 atm = 132,3 lb/in ² = 19046,13 lb/ft ³
Tekanan masuk (P2)	: 1 atm = 14,70 lb/in ² = 2116,236 lb/ft ³
Efisiensi Ekspander	: 80% (Ulrich hal. 90 menyebutkan 70%-80%)

Menentukan Kerja yang Dihasilkan Ekspander

$$\begin{aligned}
 W_s &= \eta \frac{m \Delta P}{\rho \text{ bahan}} \\
 &= 80\% \frac{2.729,81 \text{ lb / jam} \times (19.046,13 \text{ lb / ft}^3 - 2.116,236 \text{ lb / ft}^3)}{12,668 \text{ lb / ft}^3}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 3392748,1495 \text{ lb.ft/jam} \times 1 \text{ btu}/778,17 \text{ ftlb} \\
&= 4359,9061 \text{ btu/jam} \times 0,2931 \cdot 10^3 \text{ kw/btu.jam} \\
&= 1,2779 \text{ kw} \times 1 \text{ Hp}/0,7457 \text{ kw} \\
&= 1,7137 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 80\% \quad (\text{Petter \& Timmerhaus, 1991})$$

$$\begin{aligned}
\text{Power motor} &= \frac{\text{Hp}}{\eta_{\text{motor}}} \\
&= 2,1421 \approx 2 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Ekspander (G-114)

Fungsi : Menurunkan tekanan Cl_2 dari 9 atm menjadi 1 atm

Tipe : Multi stage reciprocating expander

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Effisiensi : 80%

Daya ekspander : 2 Hp

Jumlah : 1 buah

6. HEAT EXCHANGER (E-113 B)

Dasar Perancangan

Fungsi : Memanaskan klorine sebelum masuk ke reaktor (R-110)

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)

direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu (t_1) 30 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu (t_2) 40 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan suhu 168 °C = T_H
- Faktor kekotoran (R_d) minimal 0,003 BTU/jam $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\Delta P \text{ steam maksimal} : 2 \text{ psi} \quad \text{Densitas bahan} = 0,2029 \text{ lb/ft}^3$$

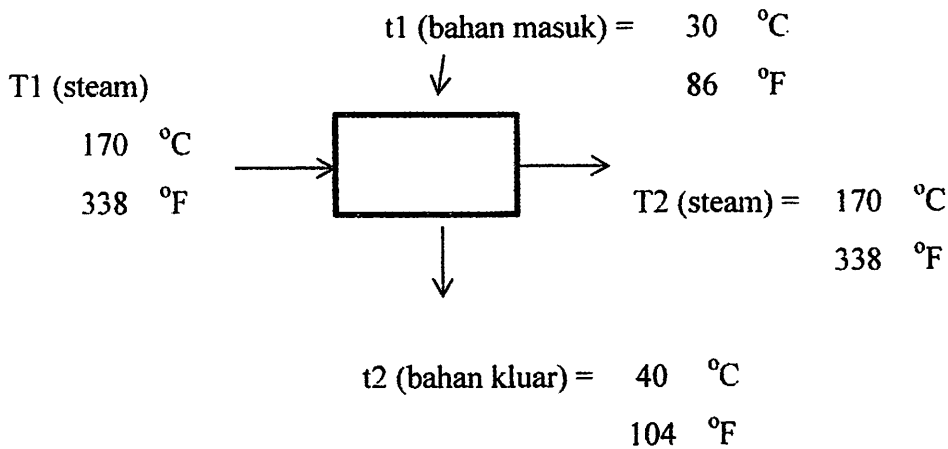
$$\Delta P \text{ liquid maksimal} : 10 \text{ psi}$$

Neraca Masa dan Panas

$$\text{Masa bahan masuk} = 1.439,4368 \text{ kg/jam} = 3173,4 \text{ lb/jam} = 0,882 \text{ lb/s}$$

$$\text{Masa steam masuk} = 8,3488 \text{ kg/jam} = 18,406 \text{ lb/jam} = 0,005 \text{ lb/s}$$

$$Q = 40970,6194 \text{ kkal/h} = 162478,66 \text{ btu/jam}$$



Menentukan Delta t(LMTD)

$$\Delta t_1 = 234 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 252 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 242,89 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,0714$$

Dari gambar Kern hal 829, fig.19 didapatkan $I = 1$ (karena isothermal)

$$\Delta t = Ft \cdot \Delta t_{\text{LM}} = 242,89$$

Menentukan suhu kaloric

menghitung T_c dan t_c

$$\Delta t_c = 252$$

$$\Delta t_h = 234$$

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 1,0769$$

$$K_c = 0,1 \text{ dari fig. 17 hal 827}$$

didapatkan harga $F_c = 0,48$

$$T_c = T_2 + F_c(T_2 - T_1) \quad t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

$$T_c = 338 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 94,64 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 3 x 2" IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1)

Bagian Annulus (Klorine)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 2,63 \text{ in}^2 = 0,0183 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$de = 2,02 \text{ in} = 0,1683 \text{ ft}$	$a'' = 0,4360 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$de' = 0,81 \text{ in} = 0,0675 \text{ ft}$	$di = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$
	$do = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (benzene)	Bagian Pipe (Steam)
<p>1. Menghitung N_{Re}</p> <p>$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$ $= 173.754,4250 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$</p> <p>$\mu = 0,0145 \text{ cp}$</p> <p>$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= 833.532,6745$</p> <p>2. Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>$J_H = 550 \text{ BTU}/J.\text{ft}^2.\text{°F}$ Kern, Hal. 834</p> <p>3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hi</p> <p>$cp = 0,12 \text{ Btu}/\text{jam.ft}(F/\text{ft})$ Kern hal 804</p> <p>$k = 0,089 \text{ Btu}/\text{lb.F}$ pada suhu 140 F (Kern hal 800)</p> <p>$ho/q = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $= 78,3374$</p> <p>Mencari harga ϕ_p dari harga tw</p>	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> <p>$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$ $= 1.766,9729 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$</p> <p>$\mu = 0,15 \text{ cp}$ (Kern, hal. 823)</p> <p>$N_{Re} = \frac{di \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$ $= 559,7848$</p> <p>2'. Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>$J_H = -$</p> <p>3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hio</p> <p>$hio = 1500 \text{ BTU}/\text{jam.ft}^2.\text{°F}$</p>
$Tw = tc + \frac{ho / \phi_{an}}{ho / \phi_{an} + hio / \phi_p}$	

$= 95,64$ <p>μ_w Benzene didapat dari hal 824 pada suhu 95,64F sebesar 0,017 Cp</p> $\phi_a = (\mu/\mu_w)^{0,14} = 0,9780$ $h_o = (h_o/\phi_a) \times \phi_a = 76,612 \text{ Btu.ft}^2.\text{°F}$
--

Mencari tahanan pipa bersih

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 72,8893 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 59,8107 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 11,1843 \text{ ft}^2$$

Harga L

L(ft)	n (hairpin)	L baru	A baru	U _D baru	R _d baru	over design
10	0,5592 = 1	20	8,720	76,71	-0,0007	-122,8%
13	0,4302 = 1	26	11,336	59,01	0,0032	7,6%
20	0,2796 = 1	40	17,440	38,36	0,0124	311,7%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipa 13 ft

Evaluasi Δp

Bagian Shell (benzene)	Bagian Tube (Steam)
1. N_{Re} dan friksi (f) $N_{Re \text{ an}} = \frac{d_e \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$ $= 334238,3497$	1'. N_{Re} dan friksi $N_{Re \text{ p}} = \frac{d_i \cdot G_p}{\mu \cdot 2,42}$ $= 559,7848$

$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0048$ <p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 4,5351 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 237,8529 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 1,2389 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$ $= 5,7740 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>memadai</p>	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ \rho})^{0,42}}$ $= 0,0220$ <p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,000459 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>
--	---

Spesifikasi HEATER (E-113 A)

Fungsi : Memanaskan benzene sebelum masuk ke reaktor klorinator

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Rate feed dingin : 1.439,437 kg/jam

Rate feed panas : 8,3488 kg/jam

Dimensi anulus

Diameter dalam : 2,02 in

Diameter luar : 0,81 in

Dimensi pipa

Diameter dalam : 1,38 in

Diameter luar : 1,66 in

Panjang : 156 in

Jumlah hair pin : 1 buah

Jumlah : 1 buah

7. BIN (FeCl_2) Feriklorida (F-115)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Tangki penyimpanan FeCl_3 sebagai katalis dalam reaksi

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade C type 347

Allowable stress (f) : 18.750 psi

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelasan (E) : 0,80

L/D : 1,5 , $L_s = 1,5 D_T$

Rate Feed : 14,3944 kg/jam = 31,7338 lb/jam

Densitas bahan : 0,2684 kg/jam = 16,7562 lb/ft³

Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia

Waktu tinggal : 30 hari

Jumlah tangki : 1 buah

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik feriklorida} &= \text{Rate FeCl}_3 / \rho_{\text{FeCl}_3} \\ &= 31,5819 \text{ lb/jam} / 16,7562 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1,8939 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume FeCl}_3 \text{ selama 7 hari} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\ &= 1.363,576 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

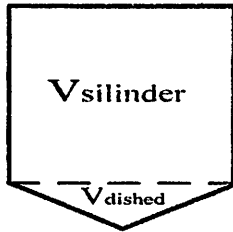
Jika rate volumetric hanya mengisi 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned}V_T &= V_L + V_{RK} \\ &= 1363,576 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T\end{aligned}$$

$$0,8 \quad V_T = 1363,576 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 1704,470 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})



$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{conical}} + V_{\text{silinder}} \\ 1.704,470 &= \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan(\frac{1}{2}\alpha)} \right) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) \\ &= 1,253 D_T^3 \end{aligned}$$

$$D_T = 11,0801 \text{ ft} = 132,9606 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$1.363,5761 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan(\frac{1}{2}\alpha)} \right) \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$L_{LS} = 14,1403 \text{ ft} = 4,3100 \text{ m} = 169,6856 \text{ in}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

$$\text{tekanan 1 atm (P}_{\text{operasi}}) = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 1,5290 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 16,2250 \text{ psia}$$

$$= 1,5290 \text{ psig}$$

sehingga tebal silider,

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C \\ &= 0,0693 \text{ in} \\ &= 1/8 \text{ in} \end{aligned}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s seb 3/16 in

$$D_o = D_T + 2t_s$$

$$= 133,3356 \text{ in}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh D_o sebesar 138 in

$$D_T = D_o - 2t_s \\ = 137,6250 \text{ in}$$

$$L_s = 1,5 D_T \\ = 206,4375 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Tutup Bawah (H) dan Tebal Tutup Tangki Bawah (t_{hb})

Beentuk tutup bawah adalah conis:

Tebal tutup tangki bagian bawah (t_{hb})diperoleh:

$$t_{hb} = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \\ = 0,0765 \text{ in} \\ = 3/16 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup bawah (hb)

$$hb = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} \\ = 39,7289 \text{ in} \\ = 3,3107 \text{ ft}$$

Spesifikasi STORAGE ($FeCl_3$) Feriklorida (F-115)

Fungsi	: Tangki penyimpanan $FeCl_3$ sebagai katalis dalam reaksi
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$
Bahan kontruksi	: High Alloy Steel SA-240 grade C type 347
Allowable strees (f)	: 18.750 psi
Tipe pengelasan	: <i>Double Welding Butt Joint</i>
Rate Feed	: 14,3944 kg/jam
Diameter dalam (D_T)	: 137,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 133,3356 in

Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	206,4375	in
Tebal Tutup Atas (t _{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Atas (hb)	:	39,7289	in
Waktu tinggal	:	30	hari
Jumlah tangki	:	1	buah

8. REAKTOR/KLORINATOR (R-110)

Perancangan alat utama BAB VI

9. ABSORBER (D-117)

Dasar Perancangan

Fungsi	:	Tempat berlangsungnya proses absorpsi antara HCL dan Cl ₂ untuk memisahkan gas Cl ₂ dari larutan HCl
Tipe	:	Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah ellipsodial
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless Steel SS-63 Grade A</i>
Jumlah	:	1 unit
Laju alir gas (G)	:	879,6081 kg/jam
Laju alir air (L)	:	880,0883 kg/jam
Densitas gas (rho G)	:	0,9970 kg/m ³
Densitas air (rho L)	:	995,6800 kg/m ³
Volume gas (Vg)	:	882,2549 m ³ /jam
Viskositas gas (μG)	:	0,0142 cp = 0,000014 kg/m.s
Viskositas air (μL)	:	0,8007 cp = 0,000801 kg/m.s
BM molekul rata-rata gas	:	43,3338 kg/mol

A. Perhitungan diameter tower

$$\text{Nilai absis} = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho G}{\rho L - \rho G} \right]^{0,5} \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 0,03167687$$

Dari gambar 6.34 Treybal (1981) hal.224 (preassure drop $\rho g = 400 \text{ N/m}^2 \cdot \text{m}$)

$$\text{Diperoleh ordinat } \frac{(G')^2 C_f \mu_l^{0,1} J}{\rho G (\rho L - \rho G) g c} = 0,04$$

Packing menggunakan ceramic raching ring 50 mm (tabel 6.3, Treybal hal 220)

Tebal dinding = 6 mm

$$C_f = 6,5$$

$$\epsilon = 0,74$$

$$C_d = 135,6$$

$$a_p = 92$$

$$G' = \left(\frac{0,07 \times \rho G (\rho L - \rho G) g c}{C_f \times (\mu L)^{0,1} \times 1} \right)^{0,5}$$

$$= 4,6677628 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G = \frac{G'}{BM} = 0,1077 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Laju alir gas, (Fg)} = 879,6081 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Luas penampang tower, (A)} = \frac{Fg}{G'}$$

$$= 0,0523453 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter tower, (Dt)} = \left[\frac{4 A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$= 0,2582 \text{ m}$$

B. Liquid/Gas Hold Up

Dari Tabel 6.5 Treybal (1981), untuk ceramic raching ring 50 mm:

$$d_s = 0,0725 \text{ m} \quad D_l = 3,73E-11$$

$$\sigma = 0,071 \text{ N/m} \quad \beta = 1,508 d_s^{0,376}$$

$$D_g = 0,00027 = 0,5621969$$

$$L' = \left[\frac{L}{A} \right]$$

$$= 16813 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$= 4,67 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Gas Hold up

$$Sc_g = \frac{\mu_g}{\rho_g \times D_g}$$

$$= 0,053$$

Liquid Hold Up

$$Sc_l = \frac{\mu_l}{\rho_l \times D_l} \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 21559,63$$

Dari tabel 6.5 (Treybal, 1981):

$$Q_{LsW} = \frac{2,47 \cdot 10^{-4}}{ds^{1,21}} \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 0,0059 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$Q_{LlW} = \frac{k_f d_s = 25,1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_l} \right)^{0,45}}{D_L} Sc_l^{0,5} \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 0,0387 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$Q_{LoW} = Q_{LlW} - Q_{LsW} \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 0,0328$$

Dari tabel 6.5 (Treybal, 1981) diperoleh persamaan:

$$H = \frac{975,7L^{0,57} \mu_l^{0,13}}{\rho_l^{0,84} (2,024L^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'} \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 0,963$$

$$Q_{lo} = Q_{LoW} \times H \quad (\text{Treybal, 1981})$$

$$= 0,032$$

$$Q_{ls} = \frac{0,0486 \mu^{0,02} \sigma^{0,99}}{ds^{1,21} \rho_l^{0,37}}$$

$$= 0,006$$

$$Q_{lt} = Q_{lo} + Q_{ls}$$

$$= 0,037$$

C. Perhitungan luas kontak antar muka (*interfacial area*)

Dari tabel 6.4 (Treybal, 1981) untuk *ceramic rasching* 50 mm:

$$m = 34,03 ; n = 0 ;$$

$$\varepsilon = 0,74 ; p = 0,362$$

$${}^a A_W = m \left(\frac{808 G'}{\rho g^{0.5}} \right) L'^p$$

$$= 59,4518$$

$${}^a A = \frac{{}^a A_W Q_{Lo}}{Q_{LoW}}$$

$$= 57,236736$$

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - Q_{Li}$$

$$= 0,7026579$$

Dari persamaan 6.70 (Treybal, 1981)

$$\frac{F_g S_{cg}^{2/3}}{G} = 1,195 \left(\frac{d_s G'}{\mu_g (1 - \varepsilon_{Lo})} \right)^{-0.36}$$

$$F_g = \frac{1,195 \times 0,1077}{0,0526^{2/3}} \left(\frac{0,0725 \times 4,6678}{0,000014(1 - 0,7027)} \right)^{-0.36}$$

$$= 0,0157 \text{ kmol/m}^2 \cdot s$$

Dari persamaan (Treybal, 1981):

$$\frac{k_1 d_s}{D_L} = 25,1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_l} \right)^{0.45} Sc_l^{0.5}$$

$$k_1 = 25,1 \left(\frac{D_L}{d_s} \right) \left(\frac{d_s L'}{\mu_l} \right)^{0.45} Sc_l^{0.5}$$

$$= 2,882E-05 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{det} (\text{kmol/m}^3)$$

$$C = \frac{\rho_{air}}{B_{Mai}}$$

$$= 55,32 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_l = k_l \times C$$

$$= 0,0016 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{det}$$

$$F_g \times {}^a A = 0,0157 \times 57,236736$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,899 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{det} \\
 \text{Fl} \times {}^a\text{A} &= 0,0016 \times 57,236736 \\
 &= 0,0912 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{det}
 \end{aligned}$$

D. Perhitungan height of liquid and gas phase transfer unit, (Htg dan Htl)

$$\begin{aligned}
 \text{Htg} &= \frac{G}{F_{ga}A} & L &= \frac{L'}{BM} \\
 &= 0,12 \text{ m} & &= 0,259
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Htl} &= \frac{L}{F_{la}A} \\
 &= 2,844 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Faktor absorpsi (A) berkisar antara 1,25-2 (Treybal, 1981), diambil A=1,25

Dari lampiran A dapat dihitung fraksi gas :

$$y_1 = 0,27$$

$$y_2 = 0,007$$

$$x_2 = 0$$

rasio distribusi kesetimbangan:

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{L}{GA} \\
 &= 1,927 \\
 N_{toG} &= \frac{\ln \left[\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \times \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}}
 \end{aligned}$$

$$= 10,976$$

$$H_{toG} = H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$= 2,395$$

E. Perhitungan tinggi absorber

Tinggi packing z:

$$z = H_{toG} \times N_{toG}$$

$$= 13,371 \text{ m}$$

Tinggi head packing, h:

$$h = 1/4 \cdot D_t$$

$$= 1/4 \cdot 0,2582$$

$$= 0,065$$

Tinggi absorber, H_{Ab}

$$H_{Ab} = z + 2(h)$$

$$= 13,371 + 2 \times 0,0646$$

$$= 13,500 \text{ m}$$

F. Perhitungan tebal dinding

$$\text{Tekanan ga 1 at} = 1,0131 \text{ bar} = 14,69 \text{ psia}$$

$$\text{Diameter, } D = 0,2582 \text{ m}$$

$$= 10,166 \text{ in}$$

$$\text{Joint efficiency, } = 0,9$$

$$\text{Allowable stress} = 500 \text{ psia}$$

$$\text{Faktor kelongga} = 20\%$$

$$\text{Direncanakan umur alat, } = 10 \text{ tahun}$$

$$P_{\text{design}} = (1+20\%) \times 14,69$$

$$= 17,63 \text{ psia}$$

$$t = \frac{P \cdot D}{2S \times E - 1,2P} + CA$$

$$= 1,433 \text{ in}$$

Maka, dipilih plate dengan tebal 1,5 in

Spesifikasi ABSORBER (D-117)

Fungsi : Tempat berlangsungnya proses absorpsi antara HCL dan Cl_2 untuk memisahkan gas Cl_2 dari larutan HCL

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah ellipsodial

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SS-63 Grade A*

Jumlah : 1 unit

Laju alir gas (G) : 879,6081 kg/jam

Laju alir air (L) : 880,0883 kg/jam
 Diameter absorber : 10,1665 in
 Tebal dinding (t) : 1 13/30 in
 Tinggi absorber (H) : 531,492 in

10 PUMP (L-118)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan klorine (Cl_2) sisa untuk direcycle kembali menuju ekspander (G-114)
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Rate feed : 287,3087 kg/jam = 633,401 lb_m/jam
 Viscositas : 0,0145 cp = 9,74E-06 lb/ft.s
 Densitas : 0,2029 lb/ft³
 Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,70 psi
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik

Rate vol (Qf) = Feed klorine/pklorine
 = 0,8671 ft³/s

C. Dimensi Pipa Keluar dan Masuk ke Pompa

Asumsi aliran fluida turbulent maka :

$$\text{ID opt} = 3,9 \cdot (\text{Qf})^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, hlm 4})$$

$$= 2,9726 \text{ in}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan :

$$\text{ID standarisasi} = 3 \text{ insch} = 40$$

$$\text{OD pipa} = 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$A = 0,0513 \text{ ft}^2$$

C. Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$= 16,9018 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i v \rho}{\mu}$$

$$= 89994 \text{ (turbulent, Geankolis. 1997)}$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan : Panjang pipa lurus L = 6 ft

3 elbow 90° (L/D) = 35

L = 26,845 ft

2 gate valve WO (L/D) = 9

L = 4,6020 ft

1 globe valve WC (L/D) = 300

L = 76,700 ft

Jadi panjang keseluruhan pipa yang dibutu = 114,1470 ft

E. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa comersial steel, sehingga:

$$\epsilon = 0,00005 \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\epsilon / D = 0,0006 \text{ ft}$$

$$f = 0,007$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulent) (Geankoplis, 1983)}$$

Friksi loss pada sistem perpipaan

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	3	0,7500	2,25
2.	Gate valve WO	2	0,1700	0,34
3.	Globe valve WC	1	6,0000	6
				8,59

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55(1-0) = 0,55$$

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} \\ &= 3234 \quad \text{lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\text{Ketinggian } \Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta v = 16,902 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\rho = 0,203 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ &= 3248,405 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm} \end{aligned}$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\text{WHP} = \frac{(W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 1,039 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 80\% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= 1,299 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-114 A)

Fungsi : Mengalirkan benzene dari storage (F-111 A)
 ke reaktor (R-110)
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Efisiensi : 80%
 Daya pompa : 0,5 Hp
 Diameter dalam pipa : 3,0680 in
 Diameter luar pipa : 3,5000 in
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Jumlah : 1 buah

11 PUMP (L-112 B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan hasil samping yaitu larutan HCl 40% menuju
 tangki penampung (F-119)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate feed : 1.472,3877 kg/jam = 3.246,026 lb_m/jam

Menentukan densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	Densitas		Viskositas	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)		(lb/ft.s)	
H ₂ O	880,08829	0,5977	62,1600	37,1548	0,00057	0,00034
HCl	592,29942	0,4023	73,6670	29,6341	0,00001	0,000004
Total	1472,3877	1,0000	Cp camp	66,7889	k camp	0,0003

Viscositas : 0,0003 lb/ft.s

Densitas : 66,7889 lb/ft³

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,70 psi

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik

$$\begin{aligned}
 \text{Rate vol (Qf)} &= \text{Feed HCl} / \rho_{\text{HCl}} \\
 &= 0,0135 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa Keluar dan Masuk ke Pompa

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 * (\text{Qf})^{0,45} * (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, hlm 4}) \\ &= 0,9704 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{ID standarisasi} &= 1 \text{ insch} = 40 \\ \text{OD pipa} &= 1,3150 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft} \\ \text{ID pipa} &= 1,0490 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft} \\ A &= 0,006 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

C. Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$\begin{aligned} v &= \frac{Qf}{A} \\ &= 2,2501 \text{ ft/s} \\ N_{Re} &= \frac{di v \rho}{\mu} \\ &= 38108 \quad (\text{turbulent, Geankolis. 1997}) \end{aligned}$$

D. Menentukan Panjang Pipa

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan : Panjang pipa lurus L} &= 5 \text{ ft} \\ 1 \text{ elbow } 90^\circ \quad (L/D) &= 35 \\ L &= 9,1788 \text{ ft} \\ 1 \text{ globe valve WC } (L/D) &= 300 \\ L &= 26,225 \text{ ft} \\ \text{Jadi panjang keseluruhan pipa yang dibutu} &= 40,4038 \text{ ft} \end{aligned}$$

E. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa komersial steel, sehingga:

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,00005 \text{ m} = 0,00015 \text{ ft} \\ \epsilon / D &= 0,0017 \text{ ft} \\ f &= 0,007 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulent) (Geankoplis, 1983)}$$

Friksi loss pada sistem perpipaan

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,7500	1,5
3.	Globe valve W	1	6,0000	6
				7,5

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) 0,55(1-0) = 0,55$$

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 - 0^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} \\ &= 55,6689 \quad \text{lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\text{Ketinggian } \Delta Z = 5 \text{ ft}$$

$$\Delta v = 2,250 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\rho = 66,789 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ &= 60,7476 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\text{WHP} = \frac{(W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0996 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 80\% \quad (\text{Peter \& Timmerhauss})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= 0,124 \text{ Hp} \approx 0,15 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-114 A)

Fungsi	: Mengalirkan benzene dari storage (F-111 A) ke reaktor (R-110)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Effisiensi	: 80%
Daya pompa	: 0,15 Hp
Diameter dalam pipa	: 1,0490 in
Diameter luar pipa	1,3150 in
Bahan konstruksi	Carbon steel
Jumlah	1 buah

12 STORAGE HCl 40% (F-119)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Tangki penyimpanan hasil samping, larutan HCl 40%
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup <i>atas standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	: 18.750 psi
Tipe pengelasan	: <i>Double Welding Butt Joint</i>

faktor korosi (C) : 1/16 in
 Faktor pengelasan (E) : 0,8
 L/D : 2,0 $L_s = 2,0 D_T$
 Rate Feed : 1.472,3877 kg/jam = 3.246,0260 lb/jam
 Densitas bahan : 66,7889 lb/ft³
 Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia
 Waktu tinggal : 5 hari
 Jumlah tangki : 1 buah

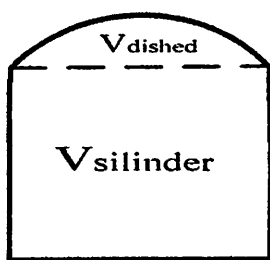
B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Rate volumetrik benzene = Rate C₆H₆/ρC₆H₆
 = 3.245,8773 lb/jam / 66,7889 lb/ft³
 = 48,6013 ft³/jam
 Volume benzene selama 5 hari = Rate volumetrik × waktu tinggal × 24 jam
 = 5.832,150 ft³

Jika rate volumetric hanya mengisi 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_L + V_{RK} \\
 &= 5.832,150 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T \\
 0,8 V_T &= 5.832,150 \text{ ft}^3 \\
 V_T &= 7290,1878 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})



$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{dished} + V_{silinder} \\
 7.290,188 \text{ ft}^3 &= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) \\
 &= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \cdot 2D_T \right) \\
 &= 1,6547 D_T^3 \\
 D_T &= 16,3936 \text{ ft} = 196,7227 \text{ in} \\
 L_s &= 32,7871 \text{ ft} = 393,4453 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$V_{liquid} = V_{liquid \text{ dalam silinder}}$

$$\left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

$$5.832,1503 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

(brownell, 1959)

$$L_{LS} = 27,6448 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm ($P_{operasi}$) = 14,696 psia

$$P_{alat} = P_{operasi} + P_{liquid}$$

$$P_{liquid} = \frac{\rho (H - 1)}{144} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 12,3582 \text{ psia}$$

$$P_{alat} = 27,0542 \text{ psia}$$

$$= 12,3582 \text{ psig}$$

sehingga tebal silinder,

$$t_s = \frac{P_{alat} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{alat})} + C$$

$$= 0,1436 \text{ in}$$

$$= 1/8 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s seb 3/16 in

$$D_o = D_T + 2t_s$$

$$= 197,0977 \text{ in}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh D_o se 204 in

$$D_T = D_o - 2t_s$$

$$= 203,6250 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$L/D = 2,0 \quad L_s$$

$$L_s = 2,0 \quad D_T$$

$$L_s = H = 407,3 \text{ in}$$

$$= 33,94 \text{ ft}$$

Tebal tutup tangki (t_{ha}) diperoleh:

$$\text{syarat } r = D_T = 203,6250 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 0,2110 \text{ in}$$

$$= 3/16 \text{ in}$$

$$icr = 0,06 \times D_T$$

$$= 12,2175 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 34,4126 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_a = 441,6626 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage HCl 40% (F-119)

Fungsi	: Tangki penyimpanan hasil samping, larutan HCl 40%
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	: 7.290,1878 ft ³ 54537,8951
Diameter dalam (D_T)	: 203,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 197,0977 in
Tebal Silinder (t_s)	: 1/8 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 407,2500 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 34,4126 in
Waktu tinggal	: 5 hari
Jumlah tangki	: 1 buah

13 PUMP (L-121)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Mengalirkan produk hasil dari reaktor (R-116) menuju netralizer (R-120)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate feed : 2.142,797 kg/jam = 4.724,010 lb_m/jam

Menentukan densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	Densitas		Viskositas	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)		(lb/ft.s)	
C ₆ H ₅ Cl	4204,7774	0,8901	69,2973	61,6806	4,7,E-04	4,187E-04
C ₆ H ₄ Cl ₂	179,07074	0,0379	81,1590	3,0765	4,4,E-04	1,656E-05
C ₆ H ₆	158,58978	0,0336	54,8510	1,8414	3,3,E-04	1,105E-05
H ₂ O	36,48481	0,0077	62,1603	0,4801	5,7,E-04	4,411E-06
HCl	145,08703	0,0307	73,6674	2,2625	1,1,E-05	3,302E-07
Total	4724,0098	1,0000	Cp camp	69,3411	k camp	0,0005

Viscositas : 0,0005 lb/ft.s

Densitas : 69,341 lb/ft³

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,70 psi

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik

$$\begin{aligned}\text{Rate vol (Qf)} &= \text{Feed} / \rho \\ &= 0,0189 \quad \text{ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa Keluar dan Masuk ke Pompa

Asumsi aliran fluida turbulent maka :

$$\begin{aligned}\text{ID opt} &= 3,9 * (\text{Qf})^{0,45} * (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, hlm 4}) \\ &= 1,1351 \quad \text{in}\end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan :

$$\text{ID standarisasi} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{sch} = 40$$

$$\text{OD pipa} = 1,6600 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 1,3800 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$A = 0,0104 \text{ ft}^2$$

C. Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$= 1,8196 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{d v \rho}{\mu}$$

$$= 32171 \quad (\text{turbulent, Geankolis. 1997})$$

D. Menentukan Panjang Pipa

$$\text{Direncanakan : Panjang pipa lurus } L = 10 \text{ ft}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad (L/D) = 35$$

$$L = 4,025 \text{ ft}$$

$$1 \text{ globe valve WC } (L/D) = 300$$

$$L = 34,500 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang keseluruhan pipa yang dibutuhkan} = 48,5250 \text{ ft}$$

E. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa comersial steel, sehingga:

$$\varepsilon = 0,00005 \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon / D = 0,0013 \text{ ft}$$

$$f = 0$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulent)} \quad (\text{Geankoplis, 1983})$$

Friksi loss pada sistem perpipaan

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	1	0,7500	0,75
3.	Globe valve WC	1	6,0000	6
				6,75

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A} \right) = 0,55(1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f\right) \frac{V^2}{2} \\ &= 33,3008 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\text{Ketinggian } \Delta Z = 5 \text{ ft}$$

$$\Delta v = 1,8196 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\rho = 69,341 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}\right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ &= 38,3522 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\text{WHP} = \frac{(W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0915 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 80\% \quad (\text{Peter \& Timmerhaus})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\text{Efisiensi}}$$

$$\eta \text{ pompa} = 0,114 \text{ Hp} \approx 0,50 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-114 A)

Fungsi	: Mengalirkan produk hasil dari reaktor (R-116) menuju netralizer (R-120)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Effisiensi	: 80%
Daya pompa	: 0,5 Hp
Diameter dalam pipa	: 1,3800 in
Diameter luar pipa	: 1,6600 in
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 buah

14 STORAGE NaOH 30% (F-122)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Tangki penyimpanan natrium hidroksida (NaOH) 40% sebagai bahan penetralisir HCl
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup <i>atas standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Allowable stress (f)	: 18.750 psi
Tipe pengelasan	: <i>Double Welding Butt Joint</i>
faktor korosi (C)	: 1/16 in
Faktor pengelasan (E)	: 0,8
L/D	: 2,0 $L_s = 2,0 D_T$
Rate Feed	: 79,4213 kg/jam = 175,0922 lb/jam
Densitas bahan	: 0,5787 kg/jam 36,1292 lb/ft ³
Kondisi operasi	: 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia
Waktu tinggal	: 7 hari

Jumlah tangki : 1 buah

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik benzene} &= \text{Rate } C_6H_6 / \rho_{C_6H_6} \\ &= 72,1979 \text{ lb/jam} / 36,1292 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 4,8463 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume benzene selama 5 hari} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\ &= 814,175 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

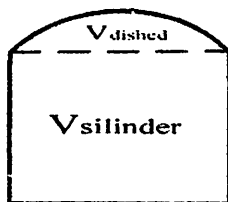
Jika rate volumetric hanya mengisi 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned} V_T &= V_L + V_{RK} \\ &= 814,175 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T \\ 0,8 V_T &= 814,175 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 1017,7185 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$

$$1.017,719 \text{ ft}^3 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$



$$= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \cdot 2D_T \right)$$

$$= 1,6547 D_T^3$$

$$D_T = 8,5043 \text{ ft} = 102,0510 \text{ in}$$

$$L_S = 17,0085 \text{ ft} = 204,1021 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$814,1748 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

(brownell, 1959)

$$L_{LS} = 14,3409 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm (P_{operasi}) = 14,696 psia

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 3,3472 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 18,0432 \text{ psia}$$

$$= 3,3472 \text{ psig}$$

sehingga tebal silinder,

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$= 0,0739 \text{ in}$$

$$= 1/16 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar 3/16 in

$$D_O = D_T + 2t_s$$

$$= 102,4260 \text{ in}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh D_o sebesar 102 in

$$D_T = D_o - 2t_s$$

$$= 101,6250 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$L/D = 2,0 \quad L_s$$

$$L_s = 2,0 \quad D_T$$

$$L_s = 203,3 \text{ in}$$

$$= 16,94 \text{ ft}$$

Tebal tutup tangki (t_{ha})diperoleh:

syarat = $r = D_T = 101,6250 \text{ in}$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \cdot P_{\text{alat}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{alat}})} + C \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$= 0,0826 \text{ in}$$

$$= 3/16 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 0,06 \times D_T$$

$$= 6,0975 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 17,1746 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_a = 220,4246 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage NaOH 30% (F-122)

Fungsi	: Tangki penyimpanan natrium hidroksida (NaOH) 30% sebagai bahan penetralisir HCl
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	: 1.017,7185 ft ³ 4865,7122
Diameter dalam (D_T)	: 101,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 165,8232 in
Tebal Silinder (t_s)	: 3/16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 203,2500 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 17,1746 in
Waktu tinggal	: 7 hari
Jumlah tangki	: 1 buah

15 PUMP (L-123)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari storage (F-122) menuju tangki pengenceran (M-134)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Rate feed	: 79,4213 kg/jam = 175,092 lb _m /jam
Viscositas	: 0,2828 cp = 1,900E-04 lb/ft.s

Densitas bahan : 0,5787 kg/jam 36,1292 lb/ft³
 Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,696 psi
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik

$$\begin{aligned} \text{Rate vol (Qf)} &= \text{Rate Feed NaOH}/\rho_{\text{NaOH}} \\ &= 0,0013 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa Keluar dan Masuk ke Pompa

Asumsi aliran fluida turbulent maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 * (\text{Qf})^{0,45} * (\rho)^{0,13} \\ &= 0,3175 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{ID standarisasi} &= 1/4 \text{ in sch} = 40 \\ \text{OD pipa} &= 0,5400 \text{ in} = 0,045 \text{ ft} \\ \text{ID pipa} &= 0,3640 \text{ in} = 0,03 \text{ ft} \\ A &= 0,0007 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

C. Menentukan Laju alir fluida dan Pengecekan Jenis Aliran Fluidanya

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Qf}}{A} \\ &= 1,8697 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{di v \rho}{\mu} \\ &= 10784,4565 \text{ (turbulent, Geankolis. 1997)} \end{aligned}$$

D. Menentukan Panjang Pipa

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan : Panjang pipa lurus L} &= 30 \text{ ft} \\ 1 \text{ elbow } 90^\circ \text{ (L/D)} &= 35 \quad 9,1463 \\ L &= 1,0617 \text{ ft} \\ 1 \text{ gate valve WO (L/D)} &= 9 \\ L &= 0,2730 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi panjang keseluruhan pipa yang dibutu} = 31,3347 \text{ ft}$$

E. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa comersial steel, sehingga:

$$\varepsilon = 0,00005 \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon / D = 0,0050 \text{ ft}$$

$$f = 0,007$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulent) (Geankoplis, 1983)}$$

Friksi loss pada sistem perpipaan

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,75	1,5
2.	Gate valve WO	1	0,17	0,17
				1,67

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55(1-0) = 0,55$$

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} \\ &= 56,1851 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

F. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\text{Ketinggian } \Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\Delta v = 1,8697 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\rho = 36,129 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ &= 66,2394 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

F. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{(W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= 0,0059 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa = 80% (Peter & Timmerhaus)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta_{\text{pompa}}} \\ &= 0,007 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-114 A)

Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari storage (F-122) menuju tangki pengenceran (M-134)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Effisiensi	: 80%
Daya pompa	: 0,5 Hp
Diameter dalam pipa	: 0,3640 in
Diameter luar pipa	: 0,5400 in
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 buah

16 TANGKI PENCAMPURAN NaOH (M-134)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Untuk membuat larutan NaOH 30% menjadi NaOH 20% dengan penambahan air
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah <i>conical dished</i> dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Allowable stress (f) : 18.750 psi
 Tipe pengelasan : Single welding butt joint without backing up strip
 faktor korosi (C) : 1/16 in
 Faktor pengelasan (I) : 0,85
 L/D : 1,5 = L_s = 1,5 D_T
 Feed : 397,1064 kg/jam = 875,4608 lb/jam
 Kondisi operasi : 70 °C ; 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah reaktor : 1 buah

B. Menentukan Dimensi Tangki

Menentukan volume total (V_T)

a. Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)	
NaOH	79,421	0,2000	36,129	7,226
H ₂ O	317,685	0,8000	62,162	49,729
Total	397,106	1,0000	ρ camp	56,955

b. Menentukan volume tangki

$$\text{Rate Volumetric} = \text{Feed} / \rho_{\text{campuran}} = 15,3711 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume feed selama 0,5 jam} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 7,6855 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong = 20% volume total, volume pengaduk = 10% volume total

$$V_T = V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{pengaduk}}$$

$$V_T = 7,6855 + 0,2 V_T + 0,1 V_T$$

$$V_T = 7,6855 + 0,3 V_T$$

$$0,7 V_T = 7,6855$$

$$V_T = 10,9793 \text{ ft}^3$$

jadi,

$$\text{Volume reaktor} = 10,9793 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume ruang kosong} = 2,1959 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tambahan} = 1,0979 \text{ ft}^3$$

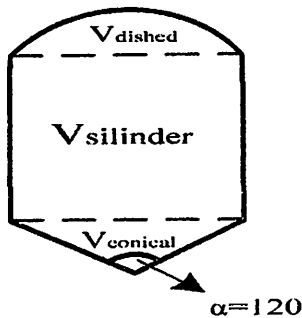
Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$10,9793 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right)$$

$$= 1,3377 D_T^3$$

$$D_T = 2,0171 \text{ ft} = 24,2056 \text{ in}$$



$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$7,6855 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right) \text{ (brownell, 1959)}$$

82,13644

$$L_{LS} = 2,2121 \text{ ft} = 26,5454 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Silinder (t_s)

tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

$$\text{tekanan } 1 \text{ atm } (P_{\text{operasi}}) = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} = 0,4794 \text{ psi}$$

(brownell, 1959)

$$P_{\text{alat}} = 15,1754 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,0740 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar 3/16 in

Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 24,5806 \text{ in} = 2,0484 \text{ ft} = 0,62 \text{ m}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 24 \text{ in} = 0,6096 \text{ m} = 2,000 \text{ ft}$$

$$icr = 1 \frac{1}{2} \text{ in} = 0,0381 \text{ m} = 0,125 \text{ ft}$$

$$r = 24 \text{ in} = 0,6096 \text{ m} = 2,000 \text{ ft}$$

$$t_S = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0048 \text{ m} = 0,016 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_S yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_S = 23,6250 \text{ in} = 1,9688 \text{ ft}$$

Menentukan Tinggi Tangki (H)

a. Menentukan tinggi silinder (L_S)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$10,979 = (0,084 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right)$$

$$L_S = 3,2066 \text{ ft} = 38,4795 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,3327 \text{ ft} = 3,9926 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 0,5683 \text{ ft} = 6,8200 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_a + h_b = 49,2920 \text{ in} = 1,2520 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Tutup

a. Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{\text{alat}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{alat}})} + C$$

(brownell, 1959)

$$= 0,0642 \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

(tabel 5.7, brownell, 1959)

b. Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2(fE - 0,6 P_{\text{alat}}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

(brownell, 1959)

$$= 0,0644 \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

(tabel 5.7, brownell, 1959)

B. Perancangan Pengaduk

Dasar perancangan:

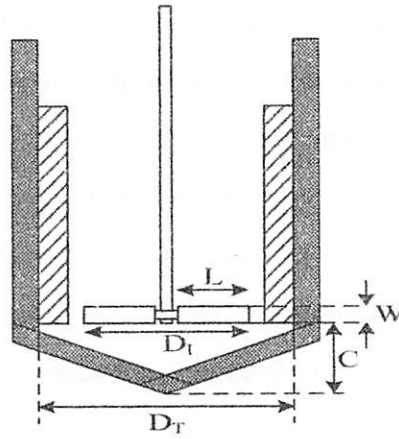
- Jenis pengaduk : Axial turbin blades sudut 45°
- Bahan impeler : High Alloy steel SA 240 grade M type 316
- Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Data-data standart sistem pengadukan (tabel 3.4-1; Hal.144, Geankoplis):

- $D_a/D_T = 0,4$
- $W/D_a = 1/5$
- $L/D_a = 1/4$
- $C/D_T = 1/3$
- $J/D_T = 1/12$

Dimana :

- D_T = Diameter dalam tangki
- D_a = Diameter impeller (pengaduk)
- W = Lebar Pengaduk
- L = Panjang Pengaduk
- C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki
- J = tebal blade



Menentukan diameter pengaduk dan tebal blade

- $D_a/D_T = 0,4$
- $D_a = 0,4 * D_T = 9,4500 \text{ in} = 0,7875 \text{ ft}$
- $J/D_T = 1/12$
- $J = 1/12 * D_T = 1,9688 \text{ in} = 0,1641 \text{ ft}$

Menentukan lebar dan panjang pengaduk

- $W/D_a = 1/5$
- $W = 1/5 * D_a = 1,8900 \text{ in} = 0,1575 \text{ ft}$
- $L/D_a = 1/4$
- $L = 1/4 * D_a = 2,3625 \text{ in} = 0,1969 \text{ ft}$

Menentukan tinggi pengaduk dari dasar tangki

- $C/D_T = 1/3$
- $C = 1/3 * D_T = 7,8742 \text{ in} = 0,6562 \text{ ft}$

Menentukan jenis, daya dan jumlah pengaduk

Perbandingan $Da/W = 5,00$, maka jenis pengaduk yang digunakan six blade dengan four baffles dengan jumlah pengaduk 1 buah

dengan $N = 150 \text{ rpm} = 2,5000 \text{ rps}$

$$N_{Re} = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = 193363,409 \text{ (turbulen)}$$

dengan μ bahan = 0,0274 lb/ft.menit

dari hal. 507 (G.G. Brown) untuk number power (N_p), diperoleh 4 sehingga daya (P)

$$P = \frac{N_p \rho N^3 Da^5}{g^c} = 33,5089 \text{ ft.lbf/s} \\ = 0,0609 \text{ hp} = 0,1 \text{ hp} = 0,07 \text{ kW}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$P = (0,1+0,15)P + P \\ = 0,1250 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan pengaduk dengan daya = 0,1250 Hp

Perhitungan poros pengaduk

a. Diameter poros

Dimana:

$$\text{Daya motor pada poros (H)} = 0,125 \text{ Hp}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 150 \text{ rpm}$$

$$\text{Momen puntir (T)} = \frac{63.025 \cdot H}{N} \quad (\text{Hesse, 1999}) \\ = 52,52 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020 content karbon 20% dengan batas 36.000 b/in² Jadi maksimum design shear

dijinkan (S) adalah:

$$\begin{aligned} S &= 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2 \\ &= 7200 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan diameter poros pengaduk (D):

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{16T}{\pi S} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{16 \times 1575,625 \text{ lb.in}}{\pi \times 7200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/3} \\ &= 0,3337 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Panjang poros

Dimana:

$$\text{Jarak impeller dari dasar tangki (C)} = 7,874 \text{ in} = 0,656 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang poros diatas bejana tangki (I)} = 3,937 \text{ in} = 0,328 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder + tinggi tutup atas (h)} = 42,47 \text{ in} = 3,539 \text{ ft}$$

Jadi panjang poros pengaduk (L):

$$\begin{aligned} L &= h + I - C \\ &= 38,53 \text{ in} \\ &= 3,211 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki pencampuran NaOH (M-134)

Fungsi : Untuk membuat larutan NaOH 40% menjadi NaOH 20% dengan penambahan air

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Feed : 397,1064 kg/jam = 875,4608 lb/jam

Dimensi Tangki pencampur

Diameter Luar (Do) = 24 in = 0,6096 m

Diameter Dalam (Di) = 23,6250 in = 0,6001 m

Tinggi silinder (L_s)	=	38,4795	in	=	0,9774	m
Tebal Silinder (t_s)	=	3/16	in	=	0,0048	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	3/16	in	=	0,0048	m
Tebal tutup bawah (t_{hb})	=	3/16	in	=	0,0048	m
Tinggi tutup atas (h_a)	=	3,9926	in	=	0,1014	m
Tinggi tutup bawah (h_b)	=	6,8200	in	=	0,1732	m
Tinggi total (H)	=	49,2920	in	=	1,2520	m

Dimensi Pengaduk Reaktor

Tipe	=	six blade dengan four baffles
Diameter impeller (D_a)	=	9,4500 in
Tinggi impeller dari dasar tangki (C)	=	7,8742 in
Lebar impeller (W)	=	1,8900 in
Panjang impeller (l)	=	2,3625 in
Jumlah pengaduk (n)	=	1 buah
Daya (P)	=	0,13 hp
Panjang poros/batang (L)	=	38,535 in
Diameter poros (D)	=	0,3337 in

17 HEAT EXCHANGER (E-125)

Dasar Perancangan

Fungsi : Memanaskan NaOH 30% sebelum masuk ke etralizer (R-120)

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)

direncanakan :

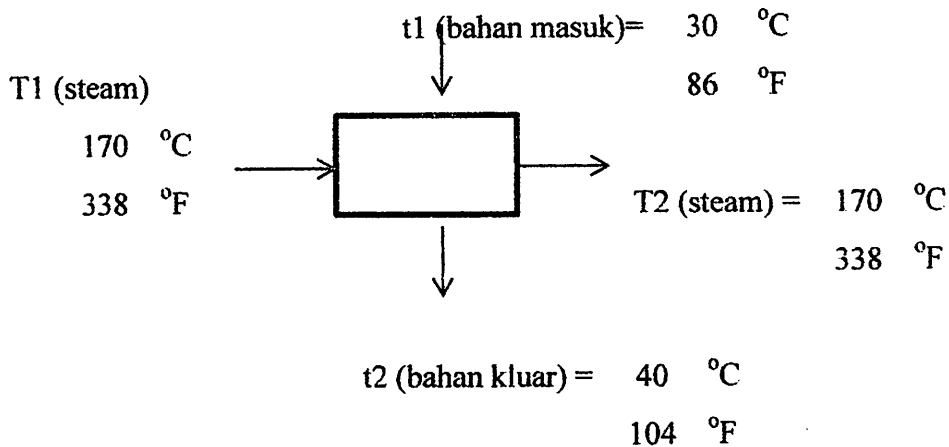
- Bahan masuk pada annulus dengan suhu (t_1) 30 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu (t_2) 40 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan suhu 170 °C = T_H
- Faktor kekotoran (R_d) minimal 0,003 BTU/jam ft² °F

ΔP steam maksimal : 2 psi

ΔP liquid maksimal : 10 psi

Neraca Masa dan Panas

Masa bahan masuk = 397,1 kg/jam = 875,5 lb/jam = 0,243 lb/s
 Masa steam masuk = 7,5264 kg/jam = 16,593 lb/jam = 0,005 lb/s
 Q = 36939,7800 kkal/h = 146493,42 btu/jam



Menentukan Delta t(LMTD)

$\Delta t_1 = 234 \text{ } ^\circ\text{F}$

$\Delta t_2 = 252 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 242,89 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,0714$$

Dari gambar Kern hal 829, fig.19 didapatkan $I = 1$ (karena isothermal)

$\Delta t = Ft \cdot \Delta t_{LM} = 242,89$

Menentukan suhu kaloric

menghitung T_c dan t_c

$\Delta t_c = 252$

$\Delta t_h = 234$

$\Delta t_c / \Delta t_h = 1,0769$

$K_c = 0,1$ dari fig. 17 hal 827

didapatkan harga $F_c = 0,48$

$$T_c = T_2 + F_c(T_2 - T_1)$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

$$T_c = 338 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 94,64 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 2 x 1 1/4" IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1)

Bagian Annulus (benzene)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$a'' = 0,4360 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$d_{e'} = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$
	$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (benzene)	Bagian Pipe (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= 105.939,7596 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 1.592,9149 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,4600 \text{ cp}$	$\mu = 0,15 \text{ cp}$ (Kern, hal. 823)
$N_{Re} = \frac{d_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$N_{Re} = \frac{d_i \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$
$= 7.256,4738$	$= 504,6425$
2. Mencari faktor panas (J_H)	2'. Mencari faktor panas (J_H)
$J_H = 80 \text{ BTU}/\text{J.ft}^2.^\circ\text{F}$	$J_H = -$
Kern, Hal. 834	
3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_i	3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_{io}
$cp = 0,56 \text{ Btu}/\text{jam.ft}(F/\text{ft})$	$h_{io} = 1500 \text{ BTU}/\text{jam.ft}^2.^\circ\text{F}$
Kern hal 804	
$k = 0,087 \text{ Btu}/\text{lb.F}$	
pada suhu 140 F (Kern hal 800)	
$h_o/d = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$	
$= 131,0725$	

Mencari harga ϕ_p dari harga t_w

$$T_w = t_c + \frac{h_o / \phi_{an}}{h_o / \phi_{an} + h_{io} / \phi_p}$$

$$= 95,64$$

μ_w Benzene didapat dari hal 824 pada suhu 95,64F sebesar 0,52 Cp

$$\phi_a = (\mu/\mu_w)^{0,14} = 0,98298214$$

$$h_o = (h_o/\phi_a) \times \phi_a = 128,84 \text{ Btu.jft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan pipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 118,650491 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \text{ sehingga } U_D = 87,5035 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 6,8926 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = A/a'' = 15,8088 \text{ ft}$$

Harga L

L(ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design	
13	0,6080	=	1	26	11,34	90,05	0,0027	-10,8%
14	0,5646	=	1	28	12,21	83,617	0,0035	17,7%
15	0,5270	=	1	30	13,08	78,043	0,0044	46,2%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipa 14 ft

Evaluasi Δp

Bagian Shell (benzene)	Bagian Tube (Steam)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\ an} = \frac{de'.G_{an}}{\mu.2,42}$ $= 3172,2290$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0124$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\ p} = \frac{di.G_p}{\mu.2,42}$ $= 504,6425$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$ $= 0,0228$
<p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0342 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho.3600}$ $= 0,5167 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0016 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$ $= 0,0358 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>memadai</p>	<p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,000844 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>

Spesifikasi HEATER (E-113 A)

Fungsi : Memanaskan benzene sebelum masuk ke reaktor klorinator

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Rate feed dingin : 397,1064 kg/jam

Rate feed panas : 7,5264 kg/jam

Dimensi anulus

Diameter dalam : 0,915 in

Diameter luar : 0,40 in
 Dimensi pipa
 Diameter dalam : 1,38 in
 Diameter luar : 1,66 in
 Panjang : 168 in
 Jumlah hair pin : 1 buah
 Jumlah : 1 buah

18 NETRALIZER (R-120)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Untuk membuat larutan NaOH 40% menjadi NaOH 10% dengan penambahan air
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak $120^\circ = \alpha$
 Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
 Allowable stress (f) : 18.750 psi
 Tipe pengelasan : Single welding butt joint without backing up strip
 faktor korosi (C) : 1/16 in
 Faktor pengelasan (I) : 0,85
 L/D : $1,5 = L_s = 1,5 D_T$
 Feed : 2.539,903 kg/jam = 5.599,471 lb/jam
 Kondisi operasi : 70 °C ; 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah reaktor : 1 buah

B. Menentukan Dimensi Tangki Reaktor

Menentukan volume total reaktor (V_T)

a. Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)	
NaOH	79,4213	0,0313	36,129	1,130
H ₂ O	334,2345	0,1316	62,162	8,180
C ₆ H ₅ Cl	1.907,275	0,7509	69,297	52,037
C ₆ H ₄ Cl ₂	81,2260	0,0320	81,159	2,595
C ₆ H ₆	71,9359	0,0283	54,851	1,554
HCl	65,8110	0,0259	73,667	1,909
Total	2.539,903	1,0000	ρ camp.	67,405

b. Menentukan volume tangki

$$\text{Rate Volumetric} = \text{Feed} / \rho_{\text{campuran}} = 83,0726 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume feed selama 1/4 jam} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 20,7681 \text{ ft}^3 \quad 155,366508 \end{aligned}$$

Diasumsikan volume ruang kosong = 20% volume total, volume pengaduk = 10% volume total

$$V_T = V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{pengaduk}}$$

$$V_T = 20,7681 + 0,2 V_T + 0,1 V_T$$

$$V_T = 20,7681 + 0,3 V_T$$

$$0,7 V_T = 20,7681$$

$$V_T = 29,6688 \text{ ft}^3$$

jadi,

$$\text{Volume reaktor} = 29,6688 \text{ ft}^3$$

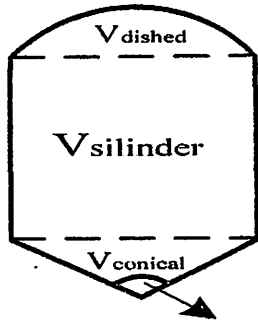
$$\text{Volume ruang kosong} = 5,9338 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tambahan} = 2,9669 \text{ ft}^3$$

Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$29,6688 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right)$$



$$= 1,3377 D_T^3$$

$$D_T = 2,8096 \text{ ft} = 33,7151 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$20,7681 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right) \text{ (brownell, 1959)}$$

$$L_{LS} = 3,0812 \text{ ft} = 36,9740 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Silinder (t_s)

tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

$$\text{tekanan } 1 \text{ atm } (P_{\text{operasi}}) = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} = 0,9742 \text{ psi} \quad \text{(brownell, 1959)}$$

$$P_{\text{alat}} = 15,6702 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,0791 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar $3/16 \text{ in}$

Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 34,0901 \text{ in} = 2,8408 \text{ ft} = 0,87 \text{ m}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 34 \text{ in} = 0,8636 \text{ m} = 2,833 \text{ ft}$$

$$\text{icr} = 2 \frac{1}{8} \text{ in} = 0,0540 \text{ m} = 0,177 \text{ ft}$$

$$r = 34 \text{ in} = 0,8636 \text{ m} = 2,833 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} = 0,016 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 33,6250 \text{ in} = 2,8021 \text{ ft}$$

Menentukan Tinggi Tangki (H)

- a. Menentukan tinggi silinder (L_S)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$29,669 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$L_S = 4,2416 \text{ ft} = 50,8993 \text{ in}$$

- b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,4736 \text{ ft} = 5,6826 \text{ in}$$

- c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 0,8089 \text{ ft} = 9,7067 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_a + h_b = 66,2886 \text{ in} = 1,6837 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Tutup

- a. Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C$$

(brownell, 1959)

$$= 0,0649 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

(tabel 5.7, brownell, 1959)

- b. Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

(brownell, 1959)

$$= 0,0653 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

(tabel 5.7, brownell, 1959)

B. Perancangan Pengaduk

Dasar perancangan:

- Jenis pengaduk : Axial turbin blades sudut 45°
 Bahan impeler : High Alloy steel SA 240 grade M type 316
 Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020

Data-data standart sistem pengadukan (tabel 3.4-1; Hal.144, Geankoplis):

$$Da/D_T = 0,4$$

$$W/D_a = 1/5$$

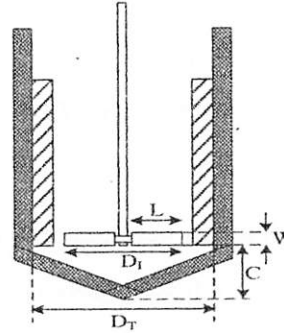
$$L/D_a = 1/4$$

$$C/D_T = 1/3$$

$$J/D_T = 1/12$$

Dimana :

- D_T = Diameter dalam tangki
- D_a = Diameter impeller (pengaduk)
- W = Lebar Pengaduk
- L = Panjang Pengaduk
- C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki
- J = tebal blade



Menentukan diameter pengaduk dan tebal blade

$$D_a/D_T = 0,4$$

$$D_a = 0,4 * D_T = 13,4500 \text{ in} = 1,1208 \text{ ft}$$

$$J/D_T = 1/12$$

$$J = 1/12 * D_T = 2,8021 \text{ in} = 0,2335 \text{ ft}$$

Menentukan lebar dan panjang pengaduk

$$W/D_a = 1/5$$

$$W = 1/5 * D_a = 2,6900 \text{ in} = 0,2242 \text{ ft}$$

$$L/D_a = 1/4$$

$$L = 1/4 * D_a = 3,3625 \text{ in} = 0,2802 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi pengaduk dari dasar tangki

$$C/D_T = 1/3$$

$$C = 1/3 * D_T = 11,2072 \text{ in} = 0,9339 \text{ ft}$$

Menentukan jenis, daya dan jumlah pengaduk

Perbandingan $D_a/W = 5,00$, maka jenis pengaduk yang digunakan six blade dengan four baffles dengan jumlah pengaduk 1 buah

$$\text{dengan } N = 150 \text{ rpm} = 2,5000 \text{ rps}$$

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 463566,457 \text{ (turbulen)}$$

$$\frac{Da^2 N \rho}{\mu}$$

dengan μ bahan = 0,0274 lb/ft.menit

dari hal. 507 (G.G. Brown) untuk number power (N_p), diperoleh 4 sehingga daya (P)

$$P = \frac{N_p \rho N^3 Da^5}{gc} = \frac{231,6164 \text{ ft.lbf/s}}{gc} = 0,4211 \text{ hp} = 0,5 \text{ hp} = 0,37 \text{ kW}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

Sehingga daya yang dibutuhkan:

$$P = (0,1+0,15)P + P$$

$$= 0,6250 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan pengaduk dengan daya = 0,6250 Hp

Perhitungan poros pengaduk

a. Diameter poros

Dimana:

$$\text{Daya motor pada poros (H)} = 0,625 \text{ Hp}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 150 \text{ rpm}$$

$$\text{Momen puntir (T)} = \frac{63.025 \cdot H}{N} \quad (\text{Hesse, 1999})$$

$$= 262,6 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020 content karbon 20% dengan batas 36.000 lb/in² Jadi maksimum design shear diijinkan (S) adalah:

$$S = 20\% \times (36.000) \text{ lb/in}^2$$

$$= 7200 \text{ lb/in}^2$$

Sehingga didapatkan diameter poros pengaduk (D):

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
L &= \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1/3} \\
&= \left(\frac{16 \times 1575,625 \text{ lb.in}}{\pi \times 7200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/3} \\
&= 0,5707 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Panjang poros

Dimana:

$$\text{Jarak impeller dari dasar tangki (C)} = 11,207 \text{ in} = 0,934 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang poros diatas bejana tangki (I)} = 5,604 \text{ in} = 0,467 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder + tinggi tutup atas (h)} = 56,58 \text{ in} = 4,715 \text{ ft}$$

Jadi panjang poros pengaduk (L):

$$\begin{aligned}
L &= h + I - C \\
&= 50,978 \text{ in} \\
&= 4,248 \text{ ft}
\end{aligned}$$

C. Perhitungan Jacket Pendingin

Dalam reaktor, reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis dan beroperasi pada suhu 40°C, maka netralizer dilengkapi dengan jacket dengan air sebagai pendingin.

$$\text{Rate masa air pendingin} = 13.989,878 \text{ kg/jam} = 30842,0860 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 62,1616 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir air} = \frac{\text{Rate masa pendingin}}{\rho \text{ air}}$$

$$= 496,16017 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air pendingin yang dibutuhkan} = 1339,3758 \times 0,25 \text{ jam}$$

$$= 124,0400 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume air pendingin total} = 124,0400 + (124,0400 \times 0,1)$$

$$= 136,4440 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tekanan jacket (P}_3\text{)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Diameter dalam silinder (Dt)} = 2,8408 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar silinder (Do)} = 2,833 \text{ ft}$$

$$\text{Volume liquida dalam tangki} = 20,7681 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah tangki} = \frac{\pi \times di^3}{24 \cdot \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} = 1,7318024 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquida di dalam silinder} &= (\text{VL dalam tangki} - \text{VL tutup bawah}) \text{ ft}^3 \\ &= 19,0363 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas alas silinder tangki} &= \frac{\pi}{4} \times di^2 \\ &= 6,335 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquida dalam silinder (Lls)} &= \frac{\text{Volume liquida di dalam silinder}}{\text{Luas alas silinder tangki}} \\ &= 3,0048 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan volume silinder bagian luar

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi \times do^3}{24 \times \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} \\ &= 1,7181 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquida dalam silinder} &= \frac{\pi}{4} do^2 \cdot Lls \\ &= 18,936 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquida} &= \text{V. Tutup bawah} + \text{V. Liquida dalam silinder} \\ &= 1,7181 + 18,936 \\ &= 20,6540 \end{aligned}$$

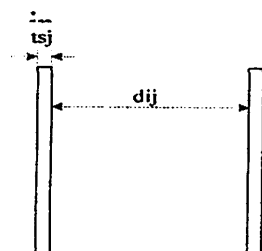
$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= \text{V. Total air} + \text{V. Liquida} + 10\% \text{ V. Iquida} \\ &= 136,4440 + 20,6540 + 2,0653976 \\ &= 159,1634 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diketahui: } L/D = 1,5 = L_s = 1,5 \text{ dij}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= V_{\text{silinder jaket}} + V_{\text{tutup bawah jaket}} \\ 159,1634 \text{ ft}^3 &= \left[\left(\frac{\pi \cdot di_j^2 \cdot Ls_j}{4} \right) + \left(\frac{\pi \cdot di_j^3}{24 \cdot \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} \right) \right] \end{aligned}$$

$$159,163 = 1,2530 \text{ di}_j^3$$

$$\text{Diameter dalam dij} = 5,0268 \text{ ft} = 60,3218$$

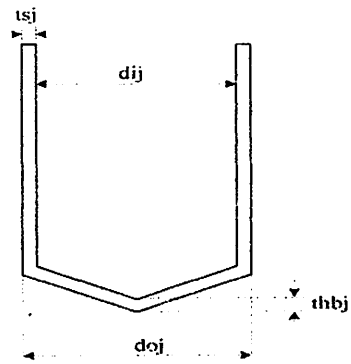


$$\begin{aligned} V. \text{ tutup bawah jacket} &= 0,0755 \text{ dij}^3 \\ &= 9,590 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah hbj} &= \left(\frac{0,5 \times \text{dij}}{\text{tg } (\frac{1}{2} \cdot \alpha)} \right) \\ &= 1,4511 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder jaket (Lsj)} &= 1,5 \text{ dij} \\ &= 1,5 + 5,027 \\ &= 6,5268 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total jaket (Hj)} &= \text{Lsj} + \text{hbj} \\ &= 7,978 \text{ ft} \\ &= 95,735 \text{ in} \end{aligned}$$



Menentukan P design dan tebal dinding silinder jaket

Tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm (P_{operasi}) = 14,696 psia

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144} = 3,0122 \text{ psi} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$P_{\text{alat}} = 17,7082 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_{sj} = \frac{P_{\text{alat}} \text{ dij}}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,0960 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar 3/16 in

Menentukan Diameter Silinder (D_o)

$$\text{doj} = \text{dij} + 2t_{sj} = 60,6968 \text{ in} = 5,0581 \text{ ft}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 91 diperoleh :

$$t_{sj} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{doj} = 66,000 \text{ in}$$

$$\text{dij} = \text{doj} - 2t_{sj}$$

$$= 65,63 \text{ in} = 5,4688 \text{ ft}$$

19. PUMP (L-131)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memompa hasil dari netralizer (R-120) ke decanter (H-133)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Rate feed : 2491,816 kg/jam = 5493,457 lb_m/jam = 1,5260 lb_m/det

Menentukan densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (lbm/jam)	Fraksi	ρ (lb/ft ³)		μ (lb/ft.s)	
C ₆ H ₅ Cl	4184,647	0,762171	69,297	52,816	0,00047	0,000358
C ₆ H ₄ Cl ₂	178,213	0,032459	81,159	2,634	0,00044	1,43E-05
C ₆ H ₆	157,831	0,028746	54,851	1,577	0,00033	9,49E-06
H ₂ O	740,600	0,134889	62,16	8,385	0,00057	7,69E-05
NaCl	229,138	0,041734	134,8488	5,628	0,02938	0,001226
Total	5490,428	1	ρ camp	71,040	μ camp	0,001685

Densitas campuran = 71,0398 lb/ft³

Viskositas campuran = 0,0017 lb/ft.s

Kondisi operasi = 1 atm = 14,696 psia
= 40 °C

Perhitungan

a. Menentukan rate volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{1,5260 \text{ lb}_m/\text{s}}{71,0398 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 0,0215 \text{ ft}^3/\text{s} = 9,6417 \text{ gal}/\text{min}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$\begin{aligned} ID_{opt} &= 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 1,21 \text{ in} \end{aligned}$$

(Timmerhaus, hlm 4)

Berdasarkan Geankoplis App. A-5 hal 892 didapatkan :

ID standarisasi = 1,25 in sch 80

OD pipa = 1,660 in = 0,1383 ft

ID pipa = 1,278 in = 0,1065 ft

A = 0,0089 ft²

c. Menentukan Laju alir fluida

$$v = \frac{Q_f}{A} = 2,4108 \text{ ft}/\text{s}$$

$$v = \frac{Q}{A} = 2,4108 \text{ m/s}$$

d. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{d_i \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1100 \times 2,4108 \times 71,0398}{0,0017} = 11180,27$$

$N_{Re} < 2100$, maka aliran fluida adalah turbulen

e. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 45 ft

- 1 elbow 90°

$$L/D = 35 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 35 \times 1 \times 0,1065 = 3,7275 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve

$$L/D = 9 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 9 \times 1 \times 0,1065 = 0,9585 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa yang dibutuhkan } (\Delta l) &= 45 + 3,7275 + 0,9585 \\ &= 49,686 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa carbon steel steel dari Geankoplis gb 2.10-3 hal 88, sehingga:

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} = 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151}{0,1065} = 0,00142$$

$$f = 0,008$$

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	1	0,75	0,75
2.	Gate valve	1	0,17	0,17
Σ				0,92

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = 1$$

$$\Sigma F = \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2}$$

(Geankoplis pers 2.10-19 hal 94)

$$= \left[\left(4 \times 0,008 \times \frac{49,6860}{0,1065} \right) + 1 + 0,55 + 0,92 \right] \times \frac{2,4102^2}{2}$$

$$= 50,5621 \text{ lb}_f\text{.ft}/\text{lb}_m$$

g. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan Bernoulli

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis pers 2.7-28 hal 97})$$

Dimana:

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 15$$

$$gc = 32,174 \text{ lbm.ft.lbf.s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 71,040 \text{ lb/ft}^3$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulent)}$$

Sehingga

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \sum F + W_s = 0$$

$$W_s = \left(\frac{2,4102^2}{2 \times 1 \times 32,174}\right) + \left(\frac{15}{32,174}\right) + \left(\frac{0}{71,040}\right) + 50,5621$$

$$W_s = 51,11858 \text{ lb}_f\text{.ft.}/\text{lb}_m$$

h. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\text{WHP} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{51,1186 \times 0,02148 \times 71,040}{550}$$

$$= 0,1418 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi Pompa} = 80\% \quad (\text{Timmerhaus fig 14.37 hlm 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1418}{0,80} = 0,1773 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhaus fig 14.38 hlm 521})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1773}{0,80} = 0,2216 \approx 0,3 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-131)

Fungsi : Memompa hasil reaksi netralizer (R-120) ke decanter (H-133)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Effisiensi : 80%
 Daya pompa : 0,3 Hp
 Diameter in pipa : 1,278 in
 Diameter luar pipa : 1,660 in
 Jumlah : 1 buah

20. DECANTER (H-132)

Fungsi : memisahkan NaCl dari bahan yang akan masuk ke Destilasi I
 Direncanakan
 Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade M tipe 316
 Allowable stress (f) : 18.750 psi
 Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
 faktor korosi (C) : 1/16 in
 (E) : 0,85
 L/D : 1,5 , $L_s = 1,5 D_T$
 Rate Feed : 2503,688 kg/jam = 5519,631 lb/jam
 Kondisi operasi : 40 °C; 1 atm = 14.7 psia
 Waktu tinggal : 15 menit
 Jumlah tangki : 1 buah

Dasar Perancangan

- Massa bahan masuk

Massa benzen = 71,93256 kg/jam = 158,5825 lb/jam
 Massa klorobenzen = 1907,187 kg/jam = 4204,585 lb/jam
 Massa diklorobenzen = 81,22224 kg/jam = 179,0625 lb/jam
 Massa NaCl = 105,4864 kg/jam = 232,5552 lb/jam
 Massa Air = 337,8596 kg/jam = 744,8454 lb/jam

- Densitas bahan

Densitas benzen = 54,8510 lb/ft³
 Densitas klorobenzen = 69,2973 lb/ft³
 Densitas diklorobenzen = 90,5235 lb/ft³
 Densitas NaCl = 135,0361 lb/ft³
 Densitas Air = 61,9462 lb/ft³

- Suhu bahan masuk = 40 °C

- Tekanan operasi = 1 atm

Perhitungan

a. Menentukan volume tangki

$$\begin{aligned}V_{\text{liquida}} &= \frac{m}{\rho} = \frac{5519,631}{71,55727} \\ &= 77,13585 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{15}{60} \text{ jam} \\ &= 19,284 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

$$V_T = 19,28396 + 0,2 V_T$$

$$V_T = 24,10495 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan diameter tangki

$$V_T = V_{\text{dish}} + V_{\text{shell}} + V_{\text{dish}}$$

$$V_T = 0,0847 \text{ di}^3 + 0,25 \pi \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$24,10495 = 2[0,0847 \text{ di}^3] + 0,25 \times 3,14 \text{ di}^2 \times [1,5 \text{ di}]$$

$$24,10495 = 0,1694 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3$$

$$24,10495 = 1,3469 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 17,897 \text{ ft}$$

$$\text{di} = 2,6157 \text{ ft} = 31,3886 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi silinder

$$V_T = 0,0847 \text{ di}^3 + 0,25 \pi \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$24,10495 = 0,0847 [2,6157]^3 + 0,25 \times 3,14 [2,6157]^2 L + 0,0847 [2,6157]^3$$

$$24,10495 = 8,4026 L$$

$$L = 2,8687 \text{ ft} = 34,4249 \text{ in}$$

d. Menentukan tekanan design

$$P_{\text{hidrolisis}} = \frac{\rho (H-1)}{144} = \frac{71,55727}{144} = 0,4969 \text{ psig}$$

e. Menentukan tebal tangki (ts)

$$\begin{aligned}ts &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= \frac{0,4969 \times 31,389}{2 \times (18750 \times 0,85) - (0,6 \times 0,4969)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0630 \text{ in}\end{aligned}$$

$$= \frac{1,01}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$$

Standardisasi do

$$\begin{aligned} do &= di + 2ts \\ &= 31,389 + 2(0,1875) \\ &= 31,7636 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan *Brownell & Young, tabel 5-7 hal 90* diperoleh :

$$do = 32 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} di &= do - 2ts \\ &= 32 - 2(0,1875) \\ &= 31,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ls &= 1,5 di \\ &= 1,5 \times 31,625 = 47,4375 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Menentukan Tebal Tutup atas dan bawah

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga $tha = thb$

Dimana :

$$r = di = 31,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} tha &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{FE - 0,1\pi} + C \\ &= \frac{0,885 \times 0,50 \times 31,625}{[18.750 \times 0,85] - [0,1 \times 0,5]} + \frac{1}{16} \\ &= 0,063373 \times \frac{16}{16} = \frac{1,013963}{16} = \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{jadi } tha = thb = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

g. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga $ha = hb$

Dari *Brownell & Young, fig 5-8 hal 87* diperoleh :

$$a = \frac{di}{2}$$

$$\text{Tinggi dished head } B = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$h = th + b + sf$$

Dimana :

$$di = \text{diameter dalam decanter} = 31,6250 \text{ in}$$

$$ts = \text{tebal silinder} = 3/16 \text{ in}$$

$$th = \text{tebal tutup} = 3/16 \text{ in}$$

$$Rc (r) = \text{crown radius} = di = 31,6250 \text{ in}$$

$$icr = \text{knuckle radius} = 2 \text{ in}$$

Sehingga :

$$AB = 15,813 - 2 = 13,8125 \text{ in}$$

$$BC = 31,625 - 2 = 29,6250 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 26,20793 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 31,6250 - 26,20793$$

$$= 5,4171 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 90 untuk $ts = 3/16$ diperoleh :

$$Sf = 1,5$$

maka:

$$h = th + b + sf = 0,1875 + 5,4171 + 1,5 = 7,1046 \text{ in}$$

h. Menentukan tinggi liquid

Tinggi interface dari larutan

$$Z_3 = 0,5 Ls + h$$

$$= 0,5 [47,4375] + 7,1046 = 30,8233 \text{ in} = 2,5686 \text{ ft}$$

Tinggi light liquid over flow dari datum

$$Z_1 = Ls + h$$

$$= 47,4375 + 7,1046$$

$$= 54,5421 \text{ in} = 4,5452 \text{ ft}$$

Tinggi heavy liquid over flow dari datum

$$Z_2 = \frac{[Z_1 - Z_3] \rho_1}{\rho_2} + Z_3$$

$$= \frac{[54,5421 - 30,8233] 71,5573}{98,4911} + 30,8233$$

$$= 48,05583 \text{ in} = 4,0047 \text{ ft}$$

i. Menentukan settling velocity pada droplet fase terdispersi

$$\begin{aligned} A &= 0,25 \pi \times di^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times [31,6250]^2 \\ &= 785,1104 \text{ in}^2 = 5,4522 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{m}{\rho} \times A \\ &= \frac{5519,631}{82,3308} \times 5,4522 \\ &= 365,5240 \text{ ft/jam} \\ &= 0,0309 \text{ m/s} \end{aligned}$$

j. Menentukan kecepatan fase kontinu (U_c)

Syarat :

$$U_c < U_d$$

$$L_c = \frac{m}{\rho}$$

Dimana :

L_c = rate volumetrik fase kontinu (m^3/s)

m = rate massa fase kontin = 2503,688 kg/jam

ρ = densitas fase kontinue = 11000,81 kg/m^3

Sehingga :

$$L_c = \frac{m}{\rho} = \frac{2503,68801}{11000,8116} = 0,227591 \text{ m}^3/\text{jam} = 6,32\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$U_c = \frac{L_c}{A} = \frac{6\text{E-}05}{0,5065} = 0,000125 \text{ m/s}$$

Syarat $U_c < U_d = 0,000125 < 0,0309$ (memenuhi)

k. Dimensi Pipa

Inlet velocity = 0,8 m/s

Luas pipa (A)

$$A = \frac{\text{flow rate}}{\text{inlet velocity}} = \frac{0,000125}{0,8} = 0,000156 \text{ m}^2$$

$$A = 0,25 \pi \times di^2$$

$$di = \left(\frac{A}{0,25 \pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{0,000156}{0,785} \right)^{1/2} = 0,014098 \text{ m} = 0,555 \text{ in}$$

Spesifikasi decanter

Fungsi : Memisahkan sludge NaCl dari campuran yang akan masuk ke Destilasi I

Tipe : Horizontal decanter dengan tutup berbentuk standart dished h

Bahan konstruksi : Carbon steel, SA-240 grade M tipe 316

Volume tangki : 24,10495 ft³

Diameter dalam : 31,6250 in

Diameter luar : 32 in

Tebal silinder : 3/16 in

Tinggi silinder : 34,4249 in

Tebal tutup : 3/16 in

Tinggi tutup : 7,1046 in

Jumlah : 1

21. PUMP (L-133)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memompa hasil dari decanter (H-132) ke Destilasi I (D-130)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Rate feed : 2050,040 kg/jam = 4519,519 lb_m/jam = 1,2554 lb_m/det

Menentukan densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (lbm/jam)	Fraksi	ρ (lb/ft ³)		μ (lb/ft.s)	
C ₆ H ₅ Cl	4184,647	0,762171	69,297	52,816	0,00047	0,000358
C ₆ H ₄ Cl ₂	178,213	0,032459	81,159	2,634	0,00044	1,43E-05
C ₆ H ₆	157,831	0,028746	54,851	1,577	0,00033	9,49E-06
Total	4520,691	0,823377	ρ camp	57,027	μ camp	0,000382

Densitas campuran = 57,0273 lb/ft³

Viskositas campuran = 0,00038 lb/ft.s

Kondisi operasi = 1 atm = 14,696 psia

T = 40 °C

Perhitungan

a. Menentukan rate volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{1,2554 \text{ lb}_m/\text{s}}{57,0273 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 0,022 \text{ ft}^3/\text{s} = 9,8814 \text{ gal}/\text{min}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \times (Qf)^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Timmerhaus, hlm 4}) \\ &= 1,18 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis App. A-5 hal 892 didapatkan :

ID standarisasi = 2 in sch 40

$$\text{OD pipa} = 2,375 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$A = 0,0233 \text{ ft}^2$$

c. Menentukan Laju alir fluida

$$v = \frac{Qf}{A} = 0,9448 \text{ ft/s}$$

d. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{di \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1723 \times 0,9448 \times 57,0273}{0,0004} = 24296,43$$

$N_{Re} > 2100$, maka aliran fluida adalah turbulenta

e. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 40 ft

- 1 elbow 90°

$$L/D = 35 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 35 \times 1 \times 0,1723 = 6,0288 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve

$$L/D = 9 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 9 \times 1 \times 0,1065 = 0,9585 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa yang dibutuhkan } (\Delta l) &= 40 + 6,0288 + 0,9585 \\ &= 46,987 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa carbon steel steel dari Geankoplis gb 2.10-3 hal 88, sehingga:

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} = 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151}{0,1723} = 0,00088$$

$$f = 0,0075$$

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	1	0,75	0,75
2.	Gate valve	1	0,45	0,45
Σ				1,2

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} && \text{(Geankoplis pers 2.10-19 hal 94)} \\ &= \left[\left(4 \times 0,0075 \times \frac{46,9873}{0,1723} \right) + 1 + 0,55 + 1,20 \right] \times \frac{0,9448^2}{2} \\ &= 4,8802 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

g. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan Bernoulli

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad \text{(Geankoplis pers 2.7-28 hal 97)}$$

Dimana:

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 20$$

$$gc = 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 57,027 \text{ lb/ft}^3$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulent)}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ W_s &= \left(\frac{0,9448^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) + \left(\frac{20}{32,174} \right) + \left(\frac{0}{57,027} \right) + 4,8802 \end{aligned}$$

$$W_s = 5,515647 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

h. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$W_{LTD} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{5,5156 \times 0,022014 \times 57,027}{550}$$

$$\frac{550}{550}$$

$$= 0,0126 \text{ Hp}$$

Efisiensi Pompa = 80% (Timmerhaus fig 14.37 hlm 520)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0126}{0,80} = 0,0157 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor = 80% (Timmerhaus fig 14.38 hlm 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0157}{0,80} = 0,0197 \approx 0,1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-131)

Fungsi : Memompa hasil dari decanter (H-132) ke destilasi I (D-130)
 Tipe : Centrifugal Pump
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Effisiensi : 80%
 Daya pompa : 0,1 Hp
 Diameter in pipa : 2,067 in
 Diameter luar pipa : 2,375 in
 Jumlah : 1 buah

22. Distilasi I (D-130)

Fungsi : Memisahkan produk yang masuk ke distilasi dari dklorobenz
 Tipe : Sieve tray
 sebagai perancangan Alat Utama di BAB VI

23. Kondensor Distilasi I (E-141 A)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembungkan top produk yang keluar di Distilasi I untuk dibawa ke distilasi II

Tipe : Shell and Tube

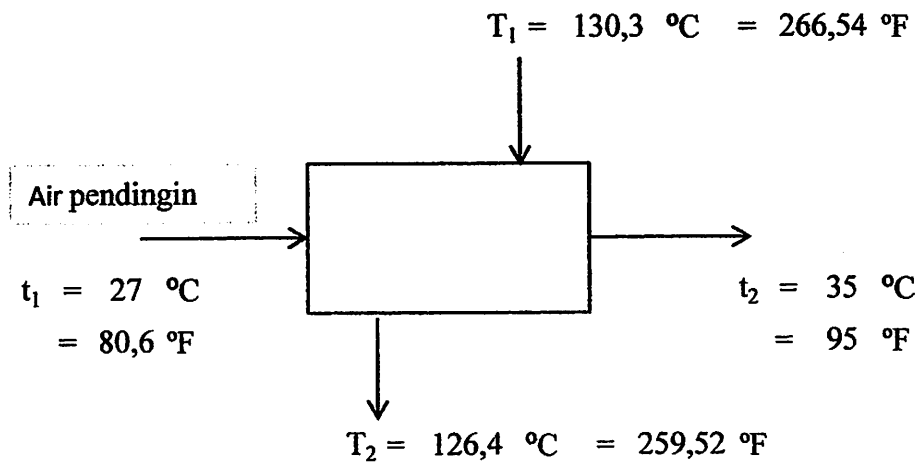
Direncanakan

Digunakan tube 3/4 in, 16 BWG. Panjang = 10 ft, susunan triangular dengan Pt = 1

Faktor kekotoran gabungan minimal (Rd) 0,003 jft²F/Btu, ΔP air maksimal 3 psi,

ΔP uap maksimal 3 psi.





Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

$$\begin{aligned} \text{Massa bahan masuk} &= 934,8535 \text{ kg/jam} = 2060,9780 \text{ lb/jam} \\ \text{Massa air masuk} &= 823,1050 \text{ kg/jam} = 1814,6173 \text{ lb/jam} \\ Q &= 9532,6232 \text{ kkal/jam} = 37803,867 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Perhitungan ΔT_{LMD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 130 - 35 = 95,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 204 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 126 - 27 = 99 \text{ } ^\circ\text{C} = 211 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{95,3 - 99}{\ln\frac{95,3}{99}} = \frac{-4,1}{-0,042} = 97,336 \text{ } ^\circ\text{C} = 207,20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3 Perhitungan suhu kalorik.

Dari Kern Fig 17

$$t_2 - t_1 = 35 - 27 = 8 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapatkan } K_c = 0,18$$

$$t_c = 1/2 (t_1 + t_2) = 0,5 [80,6 + 95] = 87,80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 1/2 (T_1 + T_2) = 0,5 [266,5 + 259,52] = 263,03 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4 Menghitung U_D

$$\text{Trial } U_1 = 80 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{37803,8674}{80 \times 207,20} = 2,2806 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{2,2806}{0,1963 \times 12} = 0,9682 \text{ buah}$$

N_t distandartkan dan IDs didapatkan dari table 9 hal 841 Kern, dengan ukuran 3/4 in, susunan segitiga, $P_t = 1$ maka $N = 18$ buah

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Nt \text{ hitung}}{Nt \text{ standart}} \times U_{D \text{ trial}} = \frac{0,968158}{18} \times 80 = 4,3029$$

Bagian shell

IDs = 8 in

n' = 1

B = 1,60

Bagian tube

do = 3/4 in

16 BWG

di = 0,620 in

n' = 2 in

a' = 0,302 in²

a" = 0,1963 ft²/ft

Spesifikasi kondensor (E-141 A)

Dari hysys :

Fungsi : Mendinginkan dan mengembungkan top produk yang keluar dari Distilasi I untuk direcycle

Tipe : Shell and Tube

Bahan Konstruksi : carbon steel SA 135 Grade B

Dimensi

Diameter = 3,914 ft = 46,9680 in

Panjang = 5,871 ft = 70,4520 in

Volume = 70,63 ft = 847,5600 in

Nt = 18 buah

Energi = 888100 Btu/hr

24. Akumulator Distilasi I (F-142 A)

Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 A) pada distilasi I

Direncanakan

- Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah bentuk stand

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-167 grade 3 tipe 304

- Allowable stress : 18750

- Tipe pengelasan : DWBJ [E = 0,8]

- Faktor korosi : 1/16

- L/d : 1,5

(Ulrich, tabel 4-27, hlm 249)

- waktu tinggal : 15

Dasar perhitungan

- Massa bahan masuk = 1967,4002 kg/jam = 4337,330 lb/jam

- Densitas campuran = 68,51 lb/ft³
- Suhu operasi = 126,4 °C
- Tekanan operasi = 1 atm

a. Menghitung volume tangki

Volume liquida selama waktu tinggal 15 menit

$$Vol_{\text{liquida}} = \frac{m}{\rho} = \frac{4337,330}{68,51} \times \frac{15}{60} = 15,82736 \text{ ft}^3$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

$$V_T = 15,82736 + 0,8 V_T$$

$$V_T = 79,13681 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan diameter tangki

$$V_T = V_{\text{dish}} + V_{\text{shell}} + V_{\text{dish}}$$

$$V_T = 0,0847 \text{ di}^3 + 0,25 \pi \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$79,13681 = 2(0,0847 \text{ di}^3) + 0,25 \times 3,14 \text{ di}^2 \times (1,5 \text{ di})$$

$$79,13681 = 0,1694 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3$$

$$79,13681 = 1,3469 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 58,755 \text{ ft}$$

$$\text{di} = 3,8876 \text{ ft} = 46,6511 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi silinder

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

$$= 1,5 \times 3,8876$$

$$= 5,8314 \text{ ft}$$

$$h_b = 0,169 \text{ di}$$

$$= 0,169 \times 3,8876$$

$$= 0,657 \text{ ft}$$

Tinggi larutan (hl)

$$h_l = L_s + h_b + h_a$$

$$= 5,8314 + (2 \times 0,6570) = 7,1454 \text{ ft}$$

d. Menentukan tekanan design

$$P_{\text{hidrolisis}} = \frac{\rho (H-1)}{144} = \frac{68,51 \cdot (7,1454 - 1)}{144} = 2,9238 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrolisis}}$$

$$= (14,7 + 2,9238) - 14,7 = 2,9238 \text{ psig}$$

e. Menentukan tebal tangki (ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= \frac{2,9238 \times 46,651}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 2,9238)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0670 \text{ in} \\
 &= \frac{1,07}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standardisasi do

$$\begin{aligned}
 do &= di + 2ts \\
 &= 46,651 + 2(0,1875) \\
 &= 47,0261 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Brownell & Young, tabel 5-7 hal 90* diperoleh :

$$\begin{aligned}
 do &= 48 \text{ in} \\
 di &= do - 2ts \\
 &= 48 - 2(0,1875) \\
 &= 47,6250 \text{ in} \\
 Ls &= 1,5 di \\
 &= 1,5 \times 47,625 = 71,4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Tebal Tutup atas dan bawah

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga $tha = thb$

Dimana :

$$r = di = 47,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 tha &= \frac{0,885 \times pi \times r}{FE - 0,1pi} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 2,92 \times 47,625}{[18.750 \times 0,80] - [0,1 \times 2,92]} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,070716 \times \frac{16}{16} = \frac{1,131449}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{jadi } tha = thb = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

g. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga $ha = hb$

Dari *Brownell & Young, fig 5-8 hal 87* diperoleh :

$$a = \frac{d_i}{2}$$

$$\text{Tinggi dished head B} = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$h = th + b + sf$$

Dimana :

$$d_i = \text{diameter dalam decanter} = 47,6250 \text{ in}$$

$$ts = \text{tebal silinder} = 3/16 \text{ in}$$

$$th = \text{tebal tutup} = 3/16 \text{ in}$$

$$Rc(r) = \text{crown radius} = d_i = 47,6250 \text{ in}$$

$$icr = \text{knuckle radius} = 3 \text{ in}$$

Sehingga :

$$AB = 23,813 - 3 = 20,8125 \text{ in}$$

$$BC = 47,625 - 3 = 44,6250 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ = 39,47443 \text{ in}$$

$$b = r - AC \\ = 47,6250 - 39,47443 \\ = 8,1506 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 *Brownell & Young hal. 90* untuk $ts = 3/16$ diperoleh :

$$Sf = 1,5$$

maka:

$$h = th + b + sf = 0,1875 + 8,1506 + 1,5 = 9,8381 \text{ in}$$

g. Panjang akumulator

$$L = ha + hb + Ls \\ = 9,8381 + 9,8381 + 71,4375 \\ = 91,1136 \text{ in}$$

Spesifikasi Akumulator (F-142 A0)

Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 A) pada distilasi I

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah bentuk stand

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-167grade 3 tipe 304
 Volume tangki : 79,13681 ft³
 Diameter dalam : 47,6250 in
 Diameter luar : 48 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 71,4375 in
 Tebal tutup : 3/16 in
 Tinggi tutup : 9,8381 in
 Panjang akumulato : 91,114 in
 Jumlah : 1

25. PUMP (L-143 A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memompa hasil dari tangki akumulator (F-142A) ke cooler (E-1)
 Tipe : Centrifugal Pump
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Rate feed : 1967,400 kg/jam = 4337,330 lb_m/jam = 1,2048 lb_m/det
 Densitas campuran = 68,5100 lb/ft³
 Viskositas campuran = 0,00023 lb/ft.s
 Kondisi operasi = 1 atm = 14,696 psia
 T = 126,4 °C

Perhitungan

a. Menentukan rate volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{1,2048 \text{ lb}_m/\text{s}}{68,5100 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 0,0176 \text{ ft}^3/\text{s} = 7,8936 \text{ gal}/\text{min}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$ID_{opt} = 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, hlm 4})$$

$$= 1,10 \text{ in}$$

Berdasarkan Geankoplis App. A-5 hal 892 didapatkan :

ID standarisasi = 1 1/2 in sch 40

OD pipa = 1,900 in = 0,1383 ft

ID pipa = 1,61 in = 0,1342 ft

A = 0,01414 ft²

c. Menentukan Laju alir fluida

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,2437 \text{ ft/s}$$

d. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{d_i \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1342 \times 1,2437 \times 68,5100}{0,00023} = 50377,23$$

$N_{Re} > 2100$, maka aliran fluida adalah turbulen

e. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 60 ft

- 2 elbow 90°

$$L/D = 35 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, hal 93})$$

$$L = 35 \times 2 \times 0,1342 = 9,3917 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve

$$L/D = 9 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, hal 93})$$

$$L = 9 \times 1 \times 0,1065 = 0,9585 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa yang dibutuhkan } (\Delta l) &= 60 + 9,3917 + 0,9585 \\ &= 70,350 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa carbon steel steel dari Geankoplis gb 2.10-3 hal 88, sehingga:

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} = 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151}{0,1342} = 0,00112$$

$$f = 0,0065$$

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,75	1,5
2.	Gate valve	1	0,45	0,45
Σ				1,95

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = 1$$

$$\Sigma F = \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2}$$

(Geankoplis pers 2.10-19 hal 94)

$$= \left[\left(4 \times 0,0065 \times \frac{70,3502}{0,1342} \right) + 1 + 0,55 + 1,95 \right] \times \frac{1,2437^2}{2}$$

$$= 13,2507 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

g. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan Bernoulli

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis pers 2.7-28 hal 97})$$

Dimana:

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 25$$

$$gc = 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 68,510 \text{ lb/ft}^3$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulents)}$$

Sehingga

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

$$W_s = \left[\frac{1,2437^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right] + \left[\frac{25}{32,174} \right] + \left[\frac{0}{68,510} \right] + 13,2507$$

$$W_s = 14,05176 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

h. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\text{WHP} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{14,0518 \times 0,017586 \times 68,510}{550}$$

$$= 0,0308 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi Pompa} = 80\% \quad (\text{Timmerhaus fig 14.37 hlm 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0308}{0,80} = 0,0385 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhaus fig 14.38 hlm 521})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0385}{0,80} = 0,0481 \approx 0,1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-143A)

- Fungsi : Memompa hasil dari decanter (H-132) ke destilasi I (D-130)
Tipe : Centrifugal Pump
Bahan konstruksi : Carbon steel
Effisiensi : 80%
Daya pompa : 0,1 Hp
Diameter in pipa : 1,61 in
Diameter luar pipa : 1,900 in
Jumlah : 1 buah

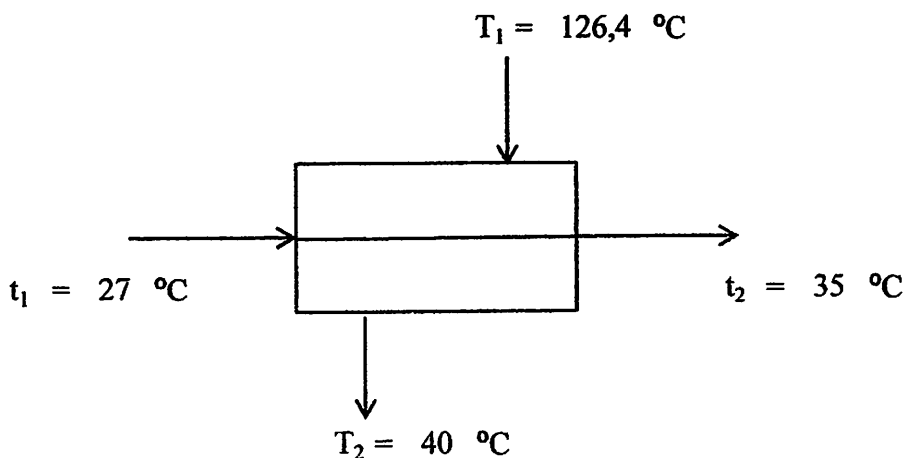
26. Cooler (E-144A)

Fungsi : Mendinginkan larutan dari tangki akumulator (F-142 A) sebelum masuk ke Destilasi II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)

Dasar Perancangan

- P operasi = 1 atm
- T campuran masuk (T_1) = 126 °C = 260 °F
- T campuran keluar (T_2) = 40 °C = 104 °F
- T air masuk (t_1) = 27 °C = 81 °F
- T air keluar (t_2) = 35 °C = 95 °F
- R_d min. = 0,004 jam.ft².oF/Btu
- Δ_{PT} max. = 10 Psi



Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

- Massa bahan masuk = 1967,4002 kg/jam = 4337,3305 lb/jam
Massa air masuk = 19098,0245 kg/jam = 19098,0245 lb/jam

$$Q = 217820,8630 \text{ kkal/jam} = 863820,047 \text{ Btu/jam}$$

2. Perhitungan ΔT_{LMD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 126 - 35 = 91,4 \text{ }^\circ\text{C} = 197 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 40 - 27 = 13 \text{ }^\circ\text{C} = 55,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{91,4 - 13}{\ln\frac{91,4}{13}} = \frac{78,4}{1,9503} = 40,199 \text{ }^\circ\text{C} = 104,36 \text{ }^\circ\text{F}$$

3 Perhitungan suhu kalorik.

Dari Kern Fig 17

$$t_2 - t_1 = 35 - 27 = 8 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapatkan } K_c = 0,18$$

$$t_c / t_h = 0 \text{ didapatkan } F_c = 0,45$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 81 + 0,45[95 - 81] = 87,08 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_H = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 260 + 0,45[104 - 260] = 189,54 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 2 x 1 1/4 " IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1)

Bagian Anulus (b.campuran)		Bagian Pipe (air)	
$A_{an} = 1,19$	$in^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5$	$in^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915$	$in = 0,0763 \text{ ft}$	$a'' = 0,3450$	ft^2/ft
$d_e' = 0,40$	$in = 0,0333 \text{ ft}$	$d_i = 1,38$	$in = 0,1150 \text{ ft}$
		$d_o = 1,66$	$in = 0,1383 \text{ ft}$

Menentukan C_p dan k campuran

Data dari hysys :

$$C_p \text{ camp} = 42,47 \text{ Btu/lbmol.F}$$

$$k \text{ camp} = 0,06087 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Annulus (liquid)	Bagian Pipe (air)
5. Menghitung N_{Re}	5'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= \frac{4337,3305}{0,0083}$	$= \frac{19098,0245}{0,0104}$
$= 524.853,4363 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 1833410,35 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,0002 \text{ lb/ft.s}$	$\mu = 0,8560 \text{ cp (Kern, hal. 825)}$

$= 0,3377 \text{ cp}$ $N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0763 \times 524.853,4363}{0,3377 \times 2,42}$ $= 48970,1536$ <p>6. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = 120 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$ <p>Kern, Hal. 838</p> <p>7. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hi</p> $cp = 42,47 \text{ BTU/lb}_m.\text{°F}$ $k = 0,0609 \text{ (Kern, Hal. 796)}$ $\frac{h_o}{\Phi_a} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $= 591,6725 \text{ Btu/jam.lb}_m.\text{°F}$ $T_w = t_c + \frac{h_o/\Phi_a}{h_o/\Phi_a + h_{io}/\Phi_p} (T_c - t_c)$ $= 171,55 \text{ °F}$ $\Phi_a = 1$ $h_o = h_o \times \Phi_a = 591,672 \text{ Btu/jam.lb}_m.\text{°F}$ Φ_a	$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= 101781,393$ <p>6'. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = 300$ <p>7'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hio</p> $cp = 0,0010 \text{ BTU/lb}_m.\text{°F}$ $k = 0,3630 \text{ (Kern, Hal. 796)}$ $\frac{h_{io}}{\Phi_p} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $= 125,9885$ $\frac{h_{io}}{\Phi_p} = \frac{h_i}{\Phi_p} \times \frac{d_i}{d_o}$ $= 125,9885 \times \frac{0,1150}{0,1383}$ $= 104,7374$ $\Phi_p = 1$ $h_{io} = \frac{h_{io}}{\Phi_p} \times \Phi_p$ $= 104,7374 \text{ Btu/jam.lb}_m.\text{°F}$
--	---

8. Mencari tahanan pipa bersih

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{591,67 \times 104,74}{591,67 + 104,74} = 88,98529 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

9. Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0,004 = \frac{88,98529 - U_D}{88,98529 \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 65,62622 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

10 Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{217820,8630}{65,626 \times 104,36} = 31,805 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{31,8050}{0,436} = 72,947 \text{ ft}$$

Harga L								
L (ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design	
47	0,7760	=	1	94	32,43	64,3614	0,0043	7,49%
50	0,7295	=	1	100	34,50	60,4998	0,0053	32,28%
55	0,6632	=	1	110	37,95	54,9998	0,0069	73,60%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipi: 47

Rd hitung = 0,0043 > 0,004 dan over design 61,91%

Evaluasi Δp	
Bagian Shell (metanol)	Bagian Tube (air)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\ an} = \frac{de' \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$ $= 31858144,6023$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0037$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\ p} = \frac{di \cdot G_p}{\mu \cdot 2,42}$ $= 101781,3925$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$ $= 0,0056$
<p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 0,6944 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 2,1280 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2 gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0335 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$ $= 0,7279 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} < 10 \text{ psi} \text{ memadai}$	<p>2'. Δp pipa</p> <p>ρ air = 62,2 lb_m/ft³</p> $\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 2,0471$ <p>ΔPp ps < 2 psi memadai</p>

27. REBOILER (E-134)

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian liqida yang keluar dari produk botton destilasi (D-130)

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Dari hysys :

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian liqida yang keluar dari produk bottom destilasi (D-130)

Tipe : Shell and Tube

Bahan Konstruksi : carbon steel SA 135 Grade B

Dimensi

Diameter = 3,914 ft = 46,9680 in

Panjang = 5,871 ft = 70,4520 in

Volume = 70,63 ft = 847,5600 in

Energi = 1144000 Btu/hr

28. Pompa (L-135)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memompa hasil dari reboiler (E-134) ke cooler (E-136)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Rate feed : 82,6401 kg/jam = 182,188 lb_m/jam = 0,0506 lb_m/det

Densitas campuran = 90,5600 lb/ft³

Viskositas campuran = 0,00024 lb/ft.s

Kondisi operasi = 1 atm = 14,696 psia

T = 180 °C

Perhitungan

a. Menentukan rate volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{0,0506 \text{ lb}_m/s}{90,5600 \text{ lb/ft}^3} = 0,0006 \text{ ft}^3/s = 0,2508 \text{ gal/min}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran fluida turbulent maka :

$$ID_{opt} = 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 0,24 \text{ in}$$

(Timmerhaus, hlm 4)

Berdasarkan Geankoplis App. A-5 hal 892 didapatkan :

ID standarisasi = 1/8 in sch 40

$$\text{OD pipa} = 0,405 \text{ in} = 0,0338 \text{ ft}$$

$$\text{ID pipa} = 0,269 \text{ in} = 0,0224 \text{ ft}$$

$$A = 0,0004 \text{ ft}^2$$

c. Menentukan Laju alir fluida

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,3971 \text{ ft/s}$$

d. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{d_i \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,0224 \times 1,3971 \times 90,5600}{0,00024} = 11746,87$$

$N_{Re} > 2100$, maka aliran fluida adalah turbulen

e. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 30 ft

- 2 elbow 90°

$$L/D = 35 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 35 \times 2 \times 0,0224 = 1,5692 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve

$$L/D = 9 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 9 \times 1 \times 0,1065 = 0,9585 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa yang dibutuhkan } (\Delta l) &= 30 + 1,5692 + 0,9585 \\ &= 32,528 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa carbon steel steel dari Geankoplis gb 2.10-3 hal 88, sehingga:

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} = 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151}{0,0224} = 0,00673$$

$$f = 0,009$$

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,75	1,5
2.	Gate valve	1	0,45	0,45
Σ				1,95

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} && \text{(Geankoplis pers 2.10-19 hal 94)} \\ &= \left[\left(4 \times 0,0090 \times \frac{32,5277}{0,0224} \right) + 1 + 0,55 + 1,95 \right] \times \frac{1,3971^2}{2} \\ &= 54,3955 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

g. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan Bernoulli

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad \text{(Geankoplis pers 2.7-28 hal 97)}$$

Dimana:

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 25$$

$$g_c = 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 90,560 \text{ lb/ft}^3$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulenti)}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ W_s &= \left[\frac{1,3971^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right] + \left[\frac{25}{32,174} \right] + \left[\frac{0}{90,560} \right] + 54,3955 \end{aligned}$$

$$W_s = 55,20285 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

h. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{55,2029 \times 0,000559 \times 90,560}{550} \\ &= 0,0051 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi Pompa} = 80\%$$

(Timmerhaus fig 14.37 hlm 520)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0051}{0,80} = 0,0063 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor = 80%

(Timmerhaus fig 14.38 hlm 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0063}{0,80} = 0,0079 \approx 0,1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-143A)

Fungsi : Memompa hasil dari reboiler (E-134) ke cooler (E-136)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 0,1 Hp

Diameter in pipa : 0,269 in

Diameter luar pipa : 0,405 in

Jumlah : 1 buah

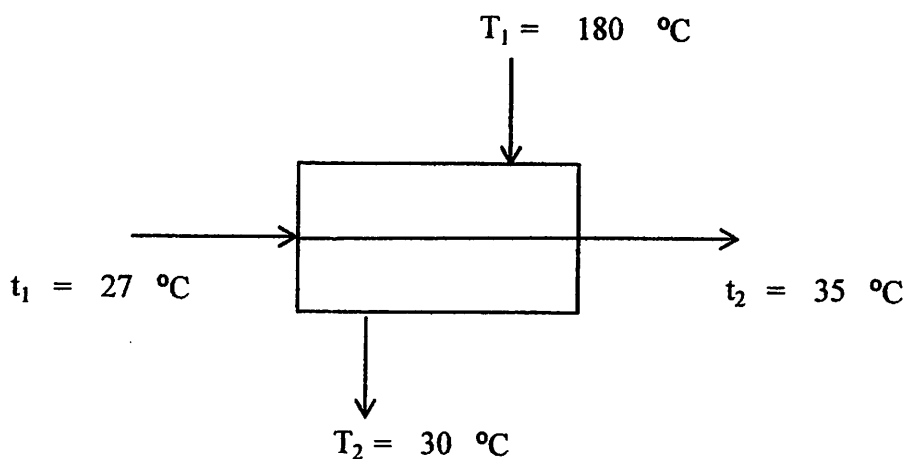
29. Cooler (E-136)

Fungsi : Mendinginkan larutan dari tangki akumulator (F-142 A) sebelum mas ke Destilasi II

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)

Dasar Perancangan

- P operasi = 1 atm
- T campuran masuk (T_1) = 180 °C = 356 °F
- T campuran keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F
- T air masuk (t_1) = 27 °C = 81 °F
- T air keluar (t_2) = 35 °C = 95 °F
- Rd min. = 0,004 jam.ft².oF/Btu
- Δ_{PT} max. = 10 Psi



Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

$$\begin{aligned} \text{Massa bahan masuk} &= 82,6401 \text{ kg/jam} = 182,1884 \text{ lb/jam} \\ \text{Massa air masuk} &= 1216,1072 \text{ kg/jam} = 2681,0298 \text{ lb/jam} \\ Q &= 12491,1112 \text{ kkal/jam} = 49536,450 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Perhitungan ΔT_{LMD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 180 - 35 = 145 \text{ }^\circ\text{C} = 293 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 30 - 27 = 3 \text{ }^\circ\text{C} = 37,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{145 - 3}{\ln\frac{145}{3}} = \frac{142,0}{3,8781} = 36,616 \text{ }^\circ\text{C} = 97,91 \text{ }^\circ\text{F}$$

3 Perhitungan suhu kalorik.

Dari Kern Fig 17

$$t_2 - t_1 = 35 - 27 = 8 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapatkan } K_c = 0,18$$

$$t_c / t_h = 0 \text{ didapatkan } F_c = 0,45$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 81 + 0,45(95 - 81) = 87,08 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_H = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 356 + 0,45(86 - 356) = 234,50 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 2 x 1 1/4 " IPS
SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1)

Bagian Anulus (b.campuran)	Bagian Pipe (air)
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$a'' = 0,3450 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$d_e' = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$
	$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$

Menentukan C_p dan k campuran

Data dari hysys :

$$C_p \text{ camp} = 45,78 \text{ Btu/lbmol.F}$$

$$k \text{ camp} = 0,05256 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Annulus (liquid)	Bagian Pipe (air)
<p>5. Menghitung N_{Re}</p> $G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$ $= \frac{182,1884}{0,0083}$ $= 22.046,3283 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$ $\mu = 0,0002 \text{ lb/ft.s}$ $= 0,3593 \text{ cp}$ $N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0763 \times 22.046,3283}{0,3593 \times 2,42}$ $= 1933,3191$ <p>6. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = 24 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$ <p>Kern, Hal. 838</p> <p>7. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hi</p> $cp = 45,78 \text{ BTU/lb}_m \text{°F}$ $k = 0,0526 \text{ (Kern, Hal. 796)}$ $ho = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $\Phi_a = 1$ $ho = ho \times \Phi_a = 112,319 \text{ Btu/jam.lb}_m \text{°F}$ $\Phi_a = 1$ $ho = 112,319 \text{ Btu/jam.lb}_m \text{°F}$	<p>5'. Menghitung N_{Re}</p> $G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$ $= \frac{2681,0298}{0,0104}$ $= 257378,86 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$ $\mu = 0,8007 \text{ cp (Kern, hal. 825)}$ $N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= 15275,151$ <p>6'. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = 68$ <p>7'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hio</p> $cp = 0,0010 \text{ BTU/lb}_m \text{°F}$ $k = 0,3450 \text{ (Kern, Hal. 796)}$ $\frac{hio}{\Phi_p} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $= 26,9976$ $\frac{hio}{\Phi_p} = \frac{hi}{\Phi_p} \times \frac{di}{do}$ $= 26,9976 \times \frac{0,1150}{0,1383}$ $= 22,4438$ $\Phi_p = 1$ $hio = \frac{hio}{\Phi_p} \times \Phi_p$ $= 22,4438 \text{ Btu/jam.lb}_m \text{°F}$

8. Mencari tahanan pipa bersih

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{112,32 \times 22,444}{112,32 + 22,444} = 18,70594 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

9. Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0,004 = \frac{18,70594 - U_D}{18,70594 \times U_D} \text{ , sehingga } U_D = 17,40373 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

10 Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{12491,1112}{17,404 \times 97,91} = 7,330604 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{7,3306}{0,436} = 16,813 \text{ ft}$$

Harga L							
L (ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design
48	0,7599	= 1	96	33,12	63,0206	0,0046	15,75%
50	0,7295	= 1	100	34,50	60,4998	0,0053	32,28%
55	0,6632	= 1	110	37,95	54,9998	0,0069	73,60%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipi: 48

Rd hitung = 0,0046 > 0,004 dan over design = 15,8%

Evaluasi Δp	
Bagian Shell (metanol)	Bagian Tube (air)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re \text{ an}} = \frac{de' \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$ $= 1257744,8510$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re \text{ an}})^{0,42}}$ $= 0,0042$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re \text{ p}} = \frac{di \cdot G_p}{\mu \cdot 2,42}$ $= 15275,1515$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re \text{ p}})^{0,42}}$ $= 0,0081$
<p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 0,0014 \text{ psi}$	<p>2'. Δp pipa</p> <p>ρ air = 62,2 lb_m/ft³</p> $\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 0,0599$

$v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 0,0894 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0001 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_L$ $= 0,0015 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} < 10 \text{ psi} \text{ memadai}$	$\Delta P_p \text{ psi} < 2 \text{ psi} \text{ memadai}$
--	--

30. STORAGE DIKLOROBENZEN (F-137)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Tangki penyimpanan produk hasil destilasi I, yaitu Diklorobenzen

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316

Allowable stress : 18.750 psi

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelas : 0,8

L/D : 2,0 $L_s = 2,0 D_T$

Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)	
C ₆ H ₆	0,0158	0,0001	54,851	0,0048
C ₆ H ₅ Cl	4,1838	0,0230	69,297	1,5913
C ₆ H ₄ Cl ₂	177,9972	0,9770	81,159	79,288
Total	182,1967	1,0000	$\rho \text{ camp}$	80,884

Rate Feed : 82,644 kg/ja = 182,1967 lb/jam

Densitas b : 80,884 (lb/ft)

Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia

Waktu tinggal : 15 hari

Jumlah tangki : 2 buah

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik benzene} &= \text{Rate } C_6H_6 / \rho_{C_6H_6} \\ &= 182,1884 \text{ lb/jam} / 80,8843 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 2,2526 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

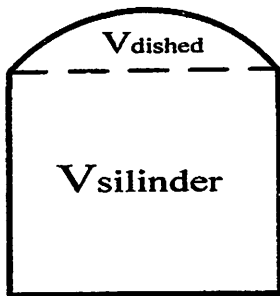
$$\begin{aligned} \text{Volume benzene selama 5 hari} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\ &= 405,461 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Jika rate volumetric hanya mengi 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned} V_T &= V_L + V_{RK} \\ &= 405,46 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T \\ 0,8 V_T &= 405,46 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 506,83 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$



$$\begin{aligned} \text{ft}^3 &= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) \\ &= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 2D_T \right) \\ &= 63,57891 D_T^3 \end{aligned}$$

$$D_T = 1,9976 \text{ ft} = 23,972 \text{ in}$$

$$L_S = 3,9953 \text{ ft} = 47,943 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$405,4606 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$L_{LS} = 129,43 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm (P_{operasi}) = ### psia

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{oper}} + P_{\text{liquid}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{liquid}} &= \frac{\rho (H - 1)}{144}, 1959) \\ &= 72,141 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{alat}} = 86,837 \text{ psia}$$

$$= 72,141 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga tebal sisi } t_s &= \frac{P_{alat} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{alat})} + C \\ &= 0,1203 \text{ in} \\ &= 1/8 \text{ in} \end{aligned}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh t_s sebesar: 3/16 in

$$\begin{aligned} D_o &= D_T + 2t_s \\ &= 24,347 \text{ in} \end{aligned}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh D_o 26 in

$$\begin{aligned} D_1 &= D_o - 2t_s \\ &= 25,625 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$\begin{aligned} L/D &= 2,0 \\ L_s &= 2,0 D_T \\ L_s = H &= 51,3 \text{ in} \\ &= 4,3 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal tutup tangki (t_{ha}) diperoleh:

syarat $r = 25,625 \text{ in}$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(f E - 0,1 P_{alat})} + C \quad \text{brownell, 1959)} \\ &= 0,172 \text{ in} \\ &= 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} i_{cl} &= 0,1 \times D_T \\ &= 1,5375 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$\begin{aligned} h_a &= 0,2 \times D_T = 4,3306 \text{ in} \\ H &= L_s + h_a = 55,581 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Storage ($C_6H_4Cl_2$) Diklorobenzen (F-147)

- Fungsi : Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku pembuatan diklorobenzene
- Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas

standard dished dan tutup bawah flat

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Tipe Pengelasan : double welding butt joint
Volume tangki (V_T) : 506,83 ft³ 3791,6
Diameter dalam (D_T) : 25,625 in
Diameter Luar (D_o) : 24,347 in
Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in
Tinggi Silinder (L_s) : 51,250 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a) : 4,3306 in
Waktu tinggal : 15 hari
Jumlah tangki : 2 buah

31. Destilasi II (D-140)

Fungsi : Memisahkan atau memurnikan larutan klorobenzen dari benzen
Tipe : Sieve tray

Dari data neraca massa pada appendiks A dan neraca panas pada Appendiks B:

a. Feed masuk

Rate : 1967,4 kg/jam
Temperatur : 40 °C

b. Destilat

Rate : 70,330 kg/jam
Temperatur : 78,75 °C

c. Bottom

Rate : 1897 kg/jam
Temperatur : 180 °C

1. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

1. Aliran liquid untuk refluks

Dari neraca massa nil: $D = 70,33$ kg/jam

$$L_o = R \times D = 8,537 \times 70,33 = 600,4072 \text{ kg/jam}$$

2. Aliran Uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \times D \\ = [8,537 + 1] \times 70,33 = 670,7372 \text{ kg/jam}$$

3. Aliran liquid masuk reboiler (L')

Dari neraca massa nil: $F = 1967,40000$ kg/jam

$$L' = L_o + (q+F)$$

$$= 600,4072 + [1 + 1967,40000] = 2568,80721 \text{ kg/jam}$$

4. Aliran liquid keluar reboiler (V')

$$V' = V + F \times (1-q)$$

$$= 670,7372 + 1967,4 \times [1 - 1] = 670,73721 \text{ kg/jam}$$

2. Menentukan jumlah plate

Data dari HYSYS :

Jumlah plate yang didapatkan = 18 buah

3. Penentuan lokasi Feed

Feed masuk pada plate ke 7 dari atas dan 11 dari bawah

4. Menghitung BM rata-rata

Bagian Enriching = 78,11

Bagian Exhausting = 112,5

5. Menentukan surface tension bahan

$\sigma_{\text{feed}} = 31,81 \text{ dyne/cm}$

$\sigma_{\text{Destilat}} = 20,89 \text{ dyne/cm}$

$\sigma_{\text{Bottom}} = 21,12 \text{ dyne/cm}$

6. Tipe aliran

aliran : Reverse flow

7. Menentukan dimensi kolom destilasi

- Menentukan Tinggi Kolom

Jumlah tray aktual = 16

Jumlah tray total = Tray aktual + 1 tray Kondensor + 1 tray Reboiler
 $= 16 + 1 + 1 = 18$

Jarak antara tray (T) = 1,804 ft = 21,648 in

Tinggi shell = 21,648 × 18 = 389,66 in = 32,472 ft

- Menentukan tebal tangki (ts)

bahan yang digunakan : Carbon steel SA 240 grade M type 316, maka didapatkan:

$F = 18750 \text{ lb/in}^2$

$C = 3/16 \text{ in}$

(Brownell & Youg hal 342)

$E = 0,8$

$$ts = \frac{\pi \times di}{2(FE - 0,6 \pi)} + C$$

$$= \frac{14,7 \times 59,0520}{2\left[\left(18750 \times 0,8\right) - \left(0,6 \times 14,7\right)\right]} + \frac{3}{16}$$

$$= 0,216453 \times \frac{16}{16} = \frac{3,46324}{16} = \frac{4}{16} \text{ in} = 0,2500 \text{ in}$$

standarisasi do : do = di + 2 ts

$$do = 59,0520 + \left(2 \times \frac{4}{16}\right)$$

$$do = 59,5520 \text{ in}$$

dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 90 diperoleh :

do standart = 66 in

di baru = do - 2 ts

$$di \text{ baru} = 66 - \left(2 \times \frac{4}{16}\right)$$

di baru = 65,500 in

r = 66 in = 5,5 ft

- Tekanan yang mampu diterima oleh kolom

$$Pi = \frac{2 \times t' \times f \times E}{di + 1/2t'}$$

Dimana:

t' = tebal terkoreksi dari bejana

$$t' = \frac{4}{16} - \frac{3}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$$

$$Pi = \frac{2 \times 0,0625 \times 18750 \times 0,8}{65,500 + \left(\frac{1}{2} \times 0,0625\right)}$$

$$= 28,6123 \text{ psia}$$

Karena Pi > 14,7 psia, maka memenuhi.

adi tebal shell kolom destilasi adalah $\frac{4}{16}$ in

- Menentukan Tebal Tutup

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga tha = thb

Dmana :

$$r = di = 65,500 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
t_{ha} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{FE - 0,1\pi} + C \\
&= \frac{0,885 \times 14,7 \times 65,500}{(18750 \times 0,8) - (0,1 \times 14,7)} + \frac{3}{16} \\
&= 0,244314 \times \frac{16}{16} = \frac{3,909019}{16} = \frac{4}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{jadi } t_{ha} = t_{hb} = \frac{4}{16} \text{ in}$$

- Tekanan yang mampu diterima oleh tutup

$$P_i = \frac{t' \times f \times E}{0,885d_i + 0,1t}$$

Dimana:

t' = tebal terkoreksi dari bejana

$$t' = \frac{4}{16} - \frac{3}{16} = \frac{1}{16} \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$$

$$P_i = \frac{0,0625 \times 18750 \times 0,8}{(0,885 \times 65,500) + (0,1 \times 0,0625)} = 16,1711 \text{ psia}$$

Karena $P_i > 14,7$ psia, maka memenuhi.

adi tebal shell kolom destilasi adalah $\frac{4}{16}$ in

- Menentukan Tinggi Tutup

$$OA = t + B + sf$$

$$A = \frac{D_i}{2} = \frac{65,500}{2} = 32,75 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi dished head } B = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 90 diperoleh :

$$icr = 4$$

$$r = 66,0000$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 90 diperoleh :

$$Sf = 1,5$$

Sehingga

$$AB = 32,75 - 4 = 28,75 \text{ in}$$

$$BC = 66,000 - 4 = 62,0000 \text{ in}$$

$$B = r \cdot (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 11,0688 \text{ in}$$

$$OA = \frac{4}{16} + 11,069 + 1,5 = 12,819 \text{ in}$$

Spesifikasi Distilasi II (D-140)

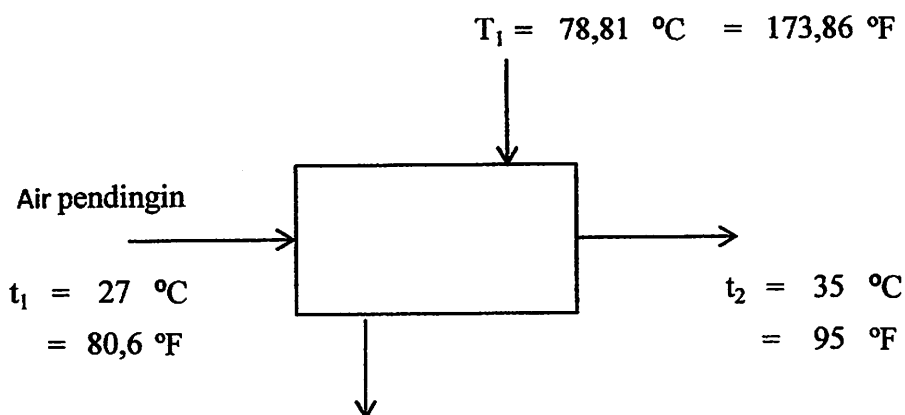
Fungsi : Memisahkan atau memurnikan larutan klorobenzen dari benz
 Tipe : Sieve tray
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade M tipe 316
 Tinggi kolom : 389,66 in
 Diameter dalam : 65,500 in
 Diameter luar : 66 in
 Tray spacing : 21,648 in
 Tray diameter : 59,052 in
 Tebal silinder : $4/16 = 0,25 \text{ in}$
 Tebal tutup : $4/16 = 0,25 \text{ in}$
 Tinggi tutup : 12,819 in

32 Kondensor (E-141 B)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembungkan top produk yang keluar dari Distilasi II untuk direcycle
 Tipe : Shell and Tube

Direncanakan

Digunakan tube 3/4 in, 16 BWG. Panjang = 10 ft, susunan triangular dengan Pt = 1
 Faktor kekotoran gabungan minimal (Rd) 0,003 jft²F/Btu, ΔP air maksimal 3 psi, ΔP uap maksimal 3 psi.



$$T_2 = 78,75 \text{ } ^\circ\text{C} = 173,75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

$$\begin{aligned} \text{Massa bahan masuk} &= 70,3300 \text{ kg/jam} = 155,0495 \text{ lb/jam} \\ \text{Massa air masuk} &= 0,0640 \text{ kg/jam} = 0,1411 \text{ lb/jam} \\ Q &= 0,7464 \text{ kkal/jam} = 2,960 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Perhitungan ΔT_{LMD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 78,8 - 35 = 43,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 111 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 78,8 - 27 = 52 \text{ } ^\circ\text{C} = 125 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{43,8 - 52}{\ln\frac{43,8}{52}} = \frac{-7,9}{-0,167} = 47,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 117,81 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3 Perhitungan suhu kalorik.

Dari Kern Fig 17

$$t_2 - t_1 = 35 - 27 = 8 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapatkan } K_c = 0,18$$

$$t_c = 1/2 (t_1 + t_2) = 0,5 (80,6 + 95) = 87,80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 1/2 (T_1 + T_2) = 0,5 (173,9 + 173,75) = 173,80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4 Menghitung U_D

$$\text{Trial } U_I = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{2,9600}{100 \times 117,81} = 0,0003 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times l} = \frac{0,0003}{0,1963 \times 12} = 0,0001 \text{ buah}$$

N_t distandartkan dan IDs didapatkan dari table 9 hal 841 *Kern*, dengan ukuran 3/4 in, susunan segitiga, $P_t = 1$ maka $N = 18$ buah

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{N_t \text{ hitung}}{N_t \text{ standart}} \times U_{D \text{ trial}} = \frac{0,000107}{18} \times 100 = 0,0006$$

Bagian shell

$$\text{IDs} = 8 \text{ in}$$

$$n' = 1$$

$$B = 1,60$$

Bagian tube

$$d_o = 3/4 \text{ in}$$

$$16 \text{ BWG}$$

$$d_i = 0,620 \text{ in}$$

$$n' = 2 \text{ in}$$

$$a' = 0,302 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Spesifikasi kondensor (E-141 B)

Dari hysys :

- Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan top produk yang keluar di Distilasi I untuk direcycle
- Tipe : Shell and Tube
- Bahan Konstruksi : carbon steel SA 135 Grade B
- Dimensi
- Diameter = 3,914 ft = 46,9680 in
- Panjang = 5,871 ft = 70,4520 in
- Volume = 70,63 ft = 847,5600 in
- Nt = 18 buah
- Energi = 249600 Btu/hr

33. Tangki akumulator (F-142 B)

- Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 B) pada distilasi II

Direncanakan

- Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah bentuk stand
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-167 grade 3 tipe 304
- Allowable stress : 18750
- Tipe pengelasan : DWBJ [E = 0,8]
- Faktor korosi : 1/16
- L/d : 1,5 *(Ulrich, tabel 4-27, hlm 249)*
- waktu tinggal : 15

Dasar perhitungan

- Massa bahan masuk = 70,3300 kg/jam = 155,050 lb/jam
- Densitas campuran = 55,12 lb/ft³
- Suhu operasi = 78,75 °C
- Tekanan operasi = 1 atm

a. Menghitung volume tangki

Volume liquida selama waktu tinggal 15 menit

$$Vol_{\text{liquida}} = \frac{m}{\rho} = \frac{155,050}{55,12} \times \frac{15}{60} = 0,703236 \text{ ft}^3$$

Liquida mengisi tangki sebesar 80% dari volume total

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

$$V_T = 0,703236 + 0,8 V_T$$

$$V_T = 3,516181 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan diameter tangki

$$V_T = V_{\text{dish}} + V_{\text{shell}} + V_{\text{dish}}$$

$$V_T = 0,0847 \text{ di}^3 + 0,25 \pi \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$3,516181 = 2[0,0847 \text{ di}^3] + 0,25 \times 3,14 \text{ di}^2 \times [1,5 \text{ di}]$$

$$3,516181 = 0,1694 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3$$

$$3,516181 = 1,3469 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 2,6106 \text{ ft}$$

$$\text{di} = 1,3769 \text{ ft} = 16,5232 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi silinder

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

$$= 1,5 \times 1,3769$$

$$= 2,0654 \text{ ft}$$

$$h_b = 0,169 \text{ di}$$

$$= 0,169 \times 1,3769$$

$$= 0,2327 \text{ ft}$$

Tinggi larutan (hl)

$$hl = L_s + h_b + h_a$$

$$= 2,0654 + [2 \times 0,2327] = 2,5308 \text{ ft}$$

d. Menentukan tekanan design

$$P_{\text{hidrolisis}} = \frac{\rho (H-1)}{144} = \frac{55,12 [2,5308 - 1]}{144} = 0,586 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrolisis}}$$

$$= [14,7 + 0,586] - 14,7 = 0,5860 \text{ sig}$$

e. Menentukan tebal tangki (ts)

$$ts = \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C$$

(Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{0,5860 \times 16,523}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 0,5860)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0628 \text{ in}$$

$$= \frac{1,01}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$$

Standardisasi do

$$do = di + 2ts$$

$$= 16,523 + 2\{0,1875\}$$

$$= 16,8982 \text{ in}$$

Berdasarkan *Brownell & Young, tabel 5-7 hal 90* diperoleh :

$$do = 18 \text{ in}$$

$$di = do - 2ts$$

$$= 18 - 2\{0,1875\}$$

$$= 17,6250 \text{ in}$$

$$Ls = 1,5 di$$

$$= 1,5 \times 17,625 = 26,4375 \text{ in}$$

f. Menentukan Tebal Tutup atas dan bawah

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga $tha = thb$

Dimana :

$$r = di = 17,625 \text{ in}$$

$$tha = \frac{0,885 \times \pi \times r}{FE - 0,1\pi} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 0,59 \times 17,625}{[18.750 \times 0,80] - [0,1 \times 0,59]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,063109 \times \frac{16}{16} = \frac{1,009749}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{jadi } tha = thb = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

g. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h)

Dipilih bentuk tutup atas dan bawah adalah standart dished, sehingga $ha = hb$

Dari *Brownell & Young, fig 5-8 hal 87* diperoleh :

$$a = \frac{di}{2}$$

$$\text{Tinggi dished head B} = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$h = th + b + sf$$

Dimana :

$$di = \text{diameter dalam decanter} = 17,6250 \text{ in}$$

$$ts = \text{tebal silinder} = 3/16 \text{ in}$$

$$th = \text{tebal tutup} = 3/16 \text{ in}$$

$$Rc (r) = \text{crown radius} = di = 17,6250 \text{ in}$$

$$icr = \text{knuckle radius} = 1,125 \text{ in}$$

Sehingga :

$$AB = 8,813 - 1,125 = 7,6875 \text{ in}$$

$$BC = 17,625 - 1,125 = 16,5000 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 14,59974 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 17,6250 - 14,59974$$

$$= 3,0253 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 90 untuk $ts = 3/16$ diperoleh :

$$Sf = 1,5$$

maka:

$$h = th + b + sf = 0,1875 + 3,0253 + 1,5 = 4,7128 \text{ in}$$

g. Panjang akumulator

$$L = ha + hb + Ls$$

$$= 4,7128 + 4,7128 + 26,4375$$

$$= 35,8630 \text{ in}$$

Spesifikasi Akumulator (F-142 A0)

Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 B) pada distilasi II

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah bentuk stand

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-167 grade 3 tipe 304

Volume tangki : 3,516181 ft³

Diameter dalam : 17,6250 in

Diameter luar : 18 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 26,4375 in
 Tebal tutup : 3/16 in
 Tinggi tutup : 4,7128 in
 Panjang akumulato : 35,863 in
 Jumlah : 1

34. Pompa (L-143B)

Dasar Perancangan

Fungsi : Memompa hasil dari tangki akumulator (F-142B) ke cooler (E-144B)
 Tipe : Centrifugal Pump
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Rate feed : 70,330 kg/jam = 155,050 lb_m/jam = 0,0431 lb_m/det
 Densitas campuran = 55,1200 lb/ft³
 Viskositas campuran = 0,00021 lb/ft.s
 Kondisi operasi = 1 atm = 14,696 psia
 T = 126,4 °C

Perhitungan

a. Menentukan rate volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{0,0431 \text{ lb}_m/\text{s}}{55,1200 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 0,0008 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,3507 \text{ gal}/\text{min}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran fluida turbulenta maka :

$$ID_{opt} = 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, hlm 4})$$

$$= 0,26 \text{ in}$$

Berdasarkan Geankoplis App. A-5 hal 892 didapatkan :

ID standarisasi = 1/4 in sch 40

$$OD \text{ pipa} = 0,540 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$ID \text{ pipa} = 0,364 \text{ in} = 0,0303 \text{ ft}$$

$$A = 0,00072 \text{ ft}^2$$

c. Menentukan Laju alir fluida

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,0852 \text{ ft}/\text{s}$$

d. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{d_i \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,0303 \times 1,0852 \times 55,1200}{0,00021} = 8558,671$$

$N_{Re} > 2100$, maka aliran fluida adalah turbulen

e. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 30 ft

- 2 elbow 90°

$$L/D = 35 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 35 \times 2 \times 0,0303 = 2,1233 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve

$$L/D = 9 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 9 \times 1 \times 0,1065 = 0,9585 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa yang dibutuhkan } (\Delta l) &= 30 + 2,1233 + 0,9585 \\ &= 33,082 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa carbon steel steel dari Geankoplis gb 2.10-3 hal 88, sehingga:

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} = 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151}{0,0303} = 0,00498$$

$$f = 0,0098$$

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,75	1,5
2.	Gate valve	1	0,45	0,45
Σ				1,95

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = 1$$

$$\Sigma F = \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2}$$

(Geankoplis pers 2.10-19 hal 94)

$$\begin{aligned} &= \left[\left(4 \times 0,0098 \times \frac{33,0818}{0,0303} \right) + 1 + 0,55 + 1,95 \right] \times \frac{1,0852^2}{2} \\ &= 27,2365 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

g. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan Bernoulli

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis pers 2.7-28 hal 97})$$

Dimana:

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 30$$

$$gc = 32,174 \text{ lbm}\cdot\text{ft}\cdot\text{lb}_f\cdot\text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 55,120 \text{ lb/ft}^3$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulents)}$$

Sehingga

$$W_s = \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \sum F + W_s = 0$$

$$W_s = \left(\frac{1,0852^2}{2 \times 1 \times 32,174}\right) + \left(\frac{30}{32,174}\right) + \left(\frac{0}{55,120}\right) + 27,2365$$

$$W_s = 28,18728 \text{ lb}_f\cdot\text{ft}/\text{lb}_m$$

h. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{28,1873 \times 0,000781 \times 55,120}{550} \\ &= 0,0022 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi Pompa} = 80\% \quad (\text{Timmerhaus fig 14.37 hlm 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0022}{0,80} = 0,0028 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhaus fig 14.38 hlm 521})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0028}{0,80} = 0,0034 \approx 0,1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-143A)

Fungsi : Memompa hasil dari tangki akumulator (F-142 B) ke cooler (E-144B)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 0,1 Hp
 Diameter in pipa : 0,364 in
 Diameter luar pipa : 0,540 in
 Jumlah : 1 buah

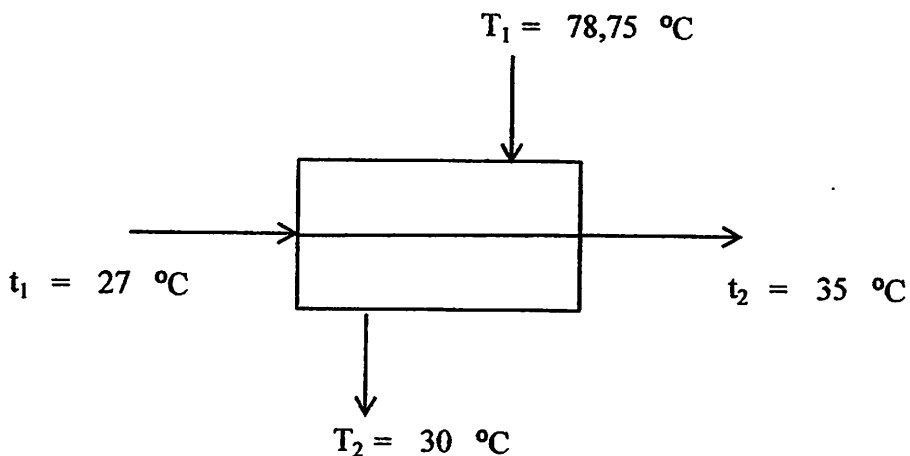
35. Cooler (E-144B)

Fungsi : Mendinginkan larutan dari tangki akumulator (F-142 B) sebelum masuk tangki penampung

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)

Dasar Perencanaan

- P operasi = 1 atm
- T campuran masuk (T_1) = 78,75 °C = 174 °F
- T campuran keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F
- T air masuk (t_1) = 27 °C = 81 °F
- T air keluar (t_2) = 35 °C = 95 °F
- R_d min. = 0,004 jam.ft².oF/Btu
- Δp_T max. = 10 Psi



Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Massa bahan masuk = 70,330 kg/jam = 155,0495 lb/jam

Massa air masuk = 30,9235 kg/jam = 68,1740 lb/jam

Q = 318,6457 kkal/jam = 1263,665 Btu/jam

2. Perhitungan ΔT_{LMD}

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 79 - 35 = 44$ °C = 111 °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 30 - 27 = 3$ °C = 37,4 °F

$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{44 - 3}{\ln\frac{44}{3}} = \frac{40,8}{2,6799} = 15,206 \text{ } ^\circ\text{C} = 59,37 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3 Perhitungan suhu kalorik.

Dari Kern Fig 17

$$t_2 - t_1 = 35 - 27 = 8 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapatkan } K_c = 0,18$$

$$t_c / t_h = 0 \text{ didapatkan } F_c = 0,45$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 81 + 0,45(95 - 81) = 87,08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_H = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 174 + 0,45(86 - 174) = 134,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 4 x 3 " IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1)

Bagian Anulus (b.campuran)		Bagian Pipe (air)	
$A_{an} = 3,14$	$in' = 0,0218 \text{ ft}^2$	$A_p = 7,4$	$in' = 0,0513 \text{ ft}^2$
$de = 1,140$	$in = 0,0950 \text{ ft}$	$a'' = 0,9170$	ft^2/ft
$de' = 0,53$	$in = 0,0442 \text{ ft}$	$di = 3,07$	$in = 0,2557 \text{ ft}$
		$do = 3,50$	$in = 0,2917 \text{ ft}$

Menentukan Cp dan k campuran

Data dari hysys :

$$C_p \text{ camp} = 34,84 \text{ Btu/lbmol.F}$$

$$k \text{ camp} = 0,06753 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Annulus (liquid)	Bagian Pipe (air)
5. Menghitung N_{Re}	5'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= \frac{155,0495}{0,0218}$	$= \frac{68,1740}{0,0513}$
$= 7.110,5511 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 1330,23 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,0002 \text{ lb}/\text{ft.s}$	$\mu = 0,8007 \text{ cp (Kern, hal. 825)}$
$= 0,3155 \text{ cp}$	$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$
$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$= 175,515$

$$= \frac{0,0950 \times 7.110,5511}{0,3155 \times 2,42}$$

$$= 884,7328$$

6. Mencari faktor panas (J_H)

$$J_H = 16 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

Kern, Hal. 838

7. Mencari harga koefisien

film perpindahan panas hi

$$c_p = 34,84 \text{ BTU/lb}_m \text{°F}$$

k = 0,0675 (Kern, Hal. 796)

$$\frac{h_o}{\Phi_a} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$$

$$= 62,0993 \text{ Btu/jam.lb}_m \text{°F}$$

$$T_w = t_c + \frac{h_o/\Phi_a}{h_o/\Phi_a + h_{io}/\Phi_p} (T_c - t_c)$$

$$= 133,33 \text{ °F}$$

$$\Phi_a = 1$$

$$h_o = h_o \times \Phi_a = 62,099 \text{ Btu/jam.lb}_m \text{°F}$$

$$\Phi_a$$

6'. Mencari faktor panas (J_H)

$$J_H = 7$$

7'. Mencari harga koefisien

film perpindahan panas hio

$$c_p = 0,0010 \text{ BTU/lb}_m \text{°F}$$

k = 0,3450 (Kern, Hal. 796)

$$\frac{h_{io}}{\Phi_p} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$$

$$= 1,2501$$

$$\frac{h_{io}}{\Phi_p} = \frac{h_i}{\Phi_p} \times \frac{d_i}{d_o}$$

$$= 1,2501 \times \frac{0,2557}{0,2917}$$

$$= 1,095786$$

$$\Phi_p = 1$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\Phi_p} \times \Phi_p$$

$$= 1,095786 \text{ Btu/jam.lb}_m \text{°F}$$

8. Mencari tahanan pipa bersih

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{62,10 \times 1,0958}{62,10 + 1,0958} = 1,076785 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

9. Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0,004 = \frac{1,076785 - U_D}{1,076785 \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 1,072167 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

10 Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{318,6457}{1,0722 \times 59,37} = 5,005805 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{5,0058}{0,436} = 11,481 \text{ ft}$$

Harga L							
L (ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design
47	0,7760	= 1	94	32,43	64,3614	0,0043	7,49%
50	0,7295	= 1	100	34,50	60,4998	0,0053	32,28%
55	0,6632	= 1	110	37,95	54,9998	0,0069	73,60%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pip: 47

Rd hitung = 0,0043 > 0,004 dan over design = 7,5%

Evaluasi Δp	
Bagian Shell (metanol)	Bagian Tube (air)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re \text{ an}} = \frac{de' \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$ $= 612115,3551$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re \text{ an}})^{0,42}}$ $= 0,0045$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re \text{ p}} = \frac{di \cdot G_p}{\mu \cdot 2,42}$ $= 175,5149$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re \text{ p}})^{0,42}}$ $= 0,0336$
<p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 0,0001 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 0,0288 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2 gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 4,94E-06 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$ $= 0,0001 \text{ psi}$ $\Delta p_{an} < 10 \text{ psi} \text{ memadai}$	<p>2'. Δp pipa</p> $\rho \text{ air} = 62,2 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ $\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144}$ $= 5,84E-06$ $\Delta P_p \text{ psi} < 2 \text{ psi} \text{ memadai}$

36. Storage Benzen (F-146)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Tangki penyimpanan produk dsetilat hasil destilasi II, yaitu Diklorobenzen

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat

Bahan kontruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316

Allowable stress : 18.750 psi

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelas : 0,8

L/D : 2,0 $L_s = 2,0 D_T$

Menentukan densitas campuran

Komposisi	Berat	Fraksi	ρ	
	(lbm/jam)		(lb/ft ³)	
C ₆ H ₆	157,7795	0,9742	54,851	53,435
C ₆ H ₅ Cl	4,1796	0,0258	69,297	1,7883
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,000009	0,000000	81,159	0,0000
Total	161,9591	1,0000	ρ camp	55,224

Rate Feed : 73,464 kg/ja = 161,9591 lb/jam

Densitas b: : 55,2 (lb/ft³)

Kondisi operasi : 30 °C; 1 atm = 14,696 psia

Waktu tinggal : 15 hari

Jumlah tangki : 2 buah

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik benzene} &= \text{Rate } C_6H_6 / \rho_{C_6H_6} \\ &= 161,9516 \text{ lb/jam} / 55,3338 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 2,9328 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume benzene selama 5 hari} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\ &= 527,900 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Jika rate volumetric hanya mengi 80% dari volume total tangki, maka

$$V_T = V_L + V_{RK}$$

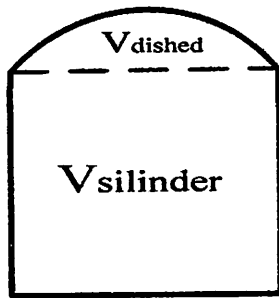
$$= 527,90 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T$$

$$0,8 V_T = 527,90 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 659,87 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$



$$\text{ft}^3 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

$$= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 2D_T \right)$$

$$= 43,4 D_T^3$$

$$D_T = 2,4767 \text{ ft} = 29,720 \text{ in}$$

$$L_S = 4,9534 \text{ ft} = 59,441 \text{ in}$$

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$527,8997 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

(brownell, 1959)

$$L_{LS} = 109,63 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm ($P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$)

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144}, 1959)$$

$$= 41,660 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 56,356 \text{ psia}$$

$$= 41,660 \text{ psig}$$

sehingga tebal silinder,

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$= 0,1038 \text{ in}$$

$$= 1/8 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar: 3/16 in

$$D_o = D_T + 2t_s = 30,095 \text{ in}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh D_o sebesar 32 in

$$\begin{aligned} D_T &= D_o - 2t_s \\ &= 31,625 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$L/D = 2,0$$

$$L_s = 2,0 D_T$$

$$L_s = H = 63,3 \text{ in}$$

$$= 5,3 \text{ ft}$$

Tebal tutup tangki (t_{ha})dipe

syarat = $r = 31,625 \text{ in}$

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C \quad \text{(brownell, 1959)}$$

$$= 0,140 \text{ in}$$

$$= 3/16 \text{ in}$$

$$i_c = 0,1 \times D_T$$

$$= 1,8975 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,2 \times D_T = 5,3446 \text{ in}$$

$$H = L_s + h_a = 68,595 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage (C_6H_6) BENZENE (F-147)

Fungsi : Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku pembuatan diklorobenzene

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe Pengelasan : double welding butt joint

Volume tangki (V_T) : 659,87 ft³

Diameter dalam (D_T) : 31,625 in

Diameter Luar (D_o) : 30,095 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 5,3446 in

Waktu tinggal : 15 hari

Jumlah tangki : 2 buah

37. REBOILER (E-145)

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian liqida yang keluar dari produk bottom destilasi (D-140)

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Dari hysys :

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian liqida yang keluar dari produk bottom destilasi (D-140)

Tipe : Shell and Tube

Bahan Konstruksi : carbon steel SA 135 Grade B

Dimensi

Diameter = 3,914 ft = 46,9680 in

Panjang = 5,871 ft = 70,4520 in

Volume = 70,63 ft = 847,5600 in

Energi = 500200 Btu/hr

28. Pompa (L-135)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Memompa hasil dari reboiler (E-145) ke cooler (E-144C)

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan konstruksi : Carbon steel

Rate feed : 1897 kg/jam = 4182,126 lb_m/jam = 1,1617 lb_m/det

Densitas campuran = 69,0700 lb/ft³

Viskositas campuran = 0,00022 lb/ft.s

Kondisi operasi = 1 atm = 14,696 psia

T = 131,6 °C

Perhitungan

a. Menentukan rate volumetrik (Q_f)

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{1,1617 \text{ lb}_m/\text{s}}{69,0700 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 0,0168 \text{ ft}^3/\text{s} = 7,5495 \text{ gal}/\text{min}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran fluida turbulents maka :

$$\text{ID opt} = 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, hlm 4})$$
$$= 1,08 \text{ in}$$

Berdasarkan Geankoplis App. A-5 hal 892 didapatkan :

ID standarisasi = 1 1/4 in sch 40

OD pipa = 1,660 in = 0,1383 ft

ID pipa = 1,380 in = 0,1150 ft

A = 0,01040 ft²

c. Menentukan Laju alir fluida

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,6172 \text{ ft/s}$$

d. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{di \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1150 \times 1,6172 \times 69,0700}{0,00022} = 57510,64$$

$N_{Re} > 2100$, maka aliran fluida adalah turbulen

e. Menentukan Panjang Pipa

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 30 ft

- 2 elbow 90°

$$L/D = 35 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 35 \times 2 \times 0,1150 = 8,05 \text{ ft}$$

- 1 buah gate valve

$$L/D = 9 \text{ in}$$

(Geankoplis, hal 93)

$$L = 9 \times 1 \times 0,1065 = 0,9585 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa yang dibutuhkan } (\Delta l) &= 30 + 8,05 + 0,9585 \\ &= 39,009 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Friksi Loss (ΣF) Pada pipa

Direncanakan pipa carbon steel steel dari Geankoplis gb 2.10-3 hal 88, sehingga:

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} = 0,000151 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000151}{0,1150} = 0,00131$$

$$f = 0,0065$$

No.	Nama	Jumlah	Kf	ΣKf
1.	Elbow 90°	2	0,75	1,5
2.	Gate valve	1	0,45	0,45
Σ				1,95

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right) = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_0} \right)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left(4f \frac{\Delta L}{D} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{V^2}{2} && \text{(Geankoplis pers 2.10-19 hal 94)} \\ &= \left[\left(4 \times 0,0065 \times \frac{39,0085}{0,1150} \right) + 1 + 0,55 + 1,95 \right] \times \frac{1,6172^2}{2} \\ &= 16,1102 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m \end{aligned}$$

g. Menentukan Daya Kerja Pompa

Berdasarkan persamaan Bernoulli

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \quad \text{(Geankoplis pers 2.7-28 hal 97)}$$

Dimana:

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 30$$

$$gc = 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{lb}_f \cdot \text{s}$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 69,070 \text{ lb/ft}^3$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulents)}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W_s &= \left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0 \\ W_s &= \left[\frac{1,6172^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right] + \left[\frac{30}{32,174} \right] + \left[\frac{0}{69,070} \right] + 16,1102 \end{aligned}$$

$$W_s = 17,08325 \text{ lb}_f \cdot \text{ft} / \text{lb}_m$$

h. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} = \frac{17,0832 \times 0,016819 \times 69,070}{550} \\ &= 0,0361 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi Pompa = 80%

(Timmerhaus fig 14.37 hlm 520)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0361}{0,80} = 0,0451 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor = 80%

(Timmerhaus fig 14.38 hlm 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,0451}{0,80} = 0,0564 \approx 0,1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pump (L-143A)

- Fungsi : Memompa hasil dari reboiler (E-134) ke cooler (E-136)
Tipe : Centrifugal Pump
Bahan konstruksi : Carbon steel
Efisiensi : 80%
Daya pompa : 0,1 Hp
Diameter in pipa : 1,38 in
Diameter luar pipa : 1,660 in
Jumlah : 1 buah

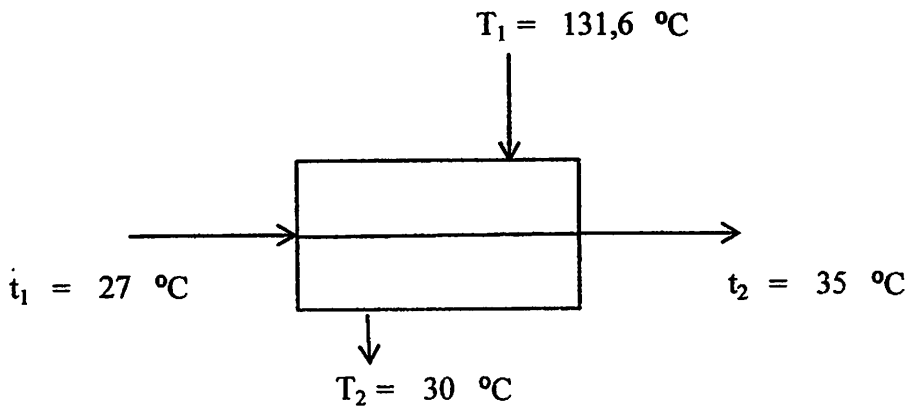
39. Cooler (E-136)

Fungsi : Mendinginkan produk klorobenzen yang akan masuk ke tangki penyimpanan klorobenzen

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)

Dasar Perencanaan

- P operasi = 1 atm
- T campuran masuk (T_1) = 132 °C = 269 °F
- T campuran keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F
- T air masuk (t_1) = 27 °C = 81 °F
- T air keluar (t_2) = 35 °C = 95 °F
- Rd min. = 0,004 jam.ft².oF/Btu
- Δ_{PT} max. = 10 Psi



Perhitungan :

1. Neraca massa dan panas

Massa bahan masuk = 1897 kg/jam = 4182,1262 lb/jam

Massa air masuk = 27784,0949 kg/jam = 61252,8157 lb/jam

Q = 286482,0535 kkal/jam = 1136112,205 Btu/jam

2. Perhitungan ΔT_{LMD}

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 132 - 35 = 97 \text{ } ^\circ\text{C} = 206 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 30 - 27 = 3 \text{ } ^\circ\text{C} = 37,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = \frac{97 - 3}{\ln\frac{97}{3}} = \frac{93,6}{3,4720} = 26,959 \text{ } ^\circ\text{C} = 80,53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3 Perhitungan suhu kalorik.

Dari Kern Fig 17

$$t_2 - t_1 = 35 - 27 = 8 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapatkan } K_c = 0,18$$

$$t_c / t_h = 0 \text{ didapatkan } F_c = 0,45$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 27 + 0,45(35 - 27) = 30,15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_H = T_1 + F_c(T_2 - T_1) = 131,6 + 0,45(30 - 131,6) = 100,72 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4. Trial ukuran DPHE

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 4 x 3" IPS

SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1)

Bagian Anulus (b.campuran)		Bagian Pipe (air)	
$A_{an} = 3,14$	$in' = 0,0218 \text{ ft}^2$	$A_p = 7,4$	$in' = 0,0513 \text{ ft}^2$
$de = 1,140$	$in = 0,0950 \text{ ft}$	$a'' = 0,9170$	ft^2/ft
$de' = 0,53$	$in = 0,0442 \text{ ft}$	$di = 3,07$	$in = 0,2557 \text{ ft}$
		$do = 3,50$	$in = 0,2917 \text{ ft}$

Menentukan Cp dan k campuran

Data dari hysys :

$$C_p \text{ camp} = 43,02 \text{ Btu/lbmol.F}$$

$$k \text{ camp} = 0,06022 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Annulus (liquid)	Bagian Pipe (air)
<p>5. Menghitung N_{Re}</p> $G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$ $= \frac{4182,1262}{0,0218}$ $= 191.791,7748 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$ $\mu = 0,0002 \text{ lb/ft.s}$ $= 0,3324 \text{ cp}$ $N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0950 \times 191.791,7748}{0,3324 \times 2,42}$ $= 22650,4692$ <p>6. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = 80 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$ <p>Kern, Hal. 838</p> <p>7. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hi</p> $cp = 43,02 \text{ BTU/lb}_m.\text{°F}$ $k = 0,0602 \text{ (Kern, Hal. 796)}$ $\frac{h_o}{\Phi_a} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $= 314,0297 \text{ Btu/jam.lb}_m.\text{°F}$ $T_w = t_c + \frac{h_o/\Phi_a}{h_o/\Phi_a + h_{io}/\Phi_p} (T_c - t_c)$ $= 174,20 \text{ °F}$ $\Phi_a = 1$ $h_o = h_o \times \Phi_a = 314,030 \text{ Btu/jam.lb}_m.\text{°F}$ Φ_a	<p>5'. Menghitung N_{Re}</p> $G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$ $= \frac{61252,8157}{0,0513}$ $= 1195176,89 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$ $\mu = 0,8007 \text{ cp (Kern, hal. 825)}$ $N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= 157696,154$ <p>6'. Mencari faktor panas (J_H)</p> $J_H = 250$ <p>7'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hio</p> $cp = 0,0010 \text{ BTU/lb}_m.\text{°F}$ $k = 0,3450 \text{ (Kern, Hal. 796)}$ $\frac{h_{io}}{\Phi_p} = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$ $= 44,6458$ $\frac{h_{io}}{\Phi_p} = \frac{h_i}{\Phi_p} \times \frac{d_i}{d_o}$ $= 44,6458 \times \frac{0,2557}{0,2917}$ $= 39,1352$ $\Phi_p = 1$ $h_{io} = \frac{h_{io}}{\Phi_p} \times \Phi_p$ $= 39,1352 \text{ Btu/jam.lb}_m.\text{°F}$

8. Mencari tahanan pipa bersih

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{314,03 \times 39,135}{314,03 + 39,135} = 34,79852 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

9. Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0,004 = \frac{34,79852 - U_D}{34,79852 \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 30,54661 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

10 Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{286482,0535}{30,547 \times 80,53} = 116,466 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{116,4660}{0,436} = 267,12 \text{ ft}$$

Harga L								
L (ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design	
22	6,0710	=	3	132	121,04	29,3913	0,0053	32,17%
25	5,3425	=	3	150	137,55	25,8644	0,0099	148,16%
30	4,4521	=	3	180	165,06	21,5536	0,0177	341,48%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipi: 22

Rd hitung = 0,0053 > 0,004 dan over design = 32,2%

Evaluasi Δp	
Bagian Shell (metanol)	Tube (air)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\ an} = \frac{de'.G_{an}}{\mu.2,42}$ $= 15671058,6494$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0038$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\ p} = \frac{di.G_p}{\mu.2,42}$ $= 157696,1542$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$ $= 0,0052$

2. Δp karena panjang pipa

$$\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,0333 \text{ psi}$$

$$v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$$

$$= 0,7713 \text{ ft/s}$$

$$\Delta p_n = n \frac{v^2}{2 gc} \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,0044 \text{ psi}$$

$$\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$$

$$= 0,0377 \text{ psi}$$

$$\Delta p_{an} < 10 \text{ psi} \text{ memadai}$$

2'. Δp pipa

$$\rho \text{ air} = 62,2 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\Delta P_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,3434$$

$$\Delta P_p \text{ psi} < 2 \text{ psi} \text{ memadai}$$

40. STORAGE KLOBENZEN (F-147)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Tangki penyimpanan produk utama, bottom destilasi II
yaitu Klorobenzen

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup
atas standard dished dan tutup bawah flat

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316

Allowable stress : 18.750 psi

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelasan : 0,8

L/D : 2,0 $L_s = 2,0 D_T$

Menentukan densitas campuran

Composi	Berat	Fraksi	ρ	
	lbm/jam		(lb/ft ³)	
C ₆ H ₆	0,0016	0,0000	54,9	0,0000
C ₆ H ₅ Cl	4.175,4	1,0000	69,3	69,294
C ₆ H ₄ Cl ₂	0,1782	0,0000	81,2	0,0035
Total	4.175,6	1,0000	ρ can	69,298

Rate Feed : 1.894 kg/ja = 4.175,570 lb/jam

Densitas b : 69,3 (lb/ft₃)

Kondisi operasi : 30 °C; 1 atm = 14,696 psia

Waktu tinggal : 15 hari

Jumlah tangki : 3 buah

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

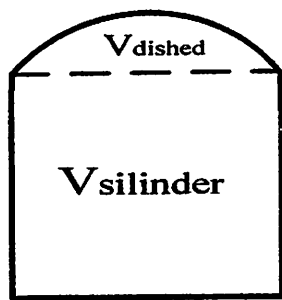
$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik benzene} &= \text{Rate } C_6H_6 / \rho_{C_6H_6} \\ &= 182,1884 \text{ lb/jam} / 80,8843 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 60,255 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume benzene selama 5 har.} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\ &= 7.230,654 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Jika rate volumetric hanya mengi 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned}V_T &= V_L + V_{RK} \\ &= 7.230,7 \text{ ft}^3 + 0,2 V_T \\ 0,8 V_T &= 7.230,7 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 9038,3 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

C. Menentukan Diameter (D_T) dan Tinggi Liquid Dalam Silinder (L_{LS})



$$V_T = V_{dished} + V_{silinder}$$

$$\text{ft}^3 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

$$= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 \cdot 2 D_T \right)$$

$$= 54,5 D_T^3$$

$$D_T = 5,4947 \text{ ft} = 65,936 \text{ in}$$

$$L_S = 10,989 \text{ ft} = 131,87 \text{ in}$$

$$V_{liquid} = V_{liquid \text{ dalam silinder}}$$

$$7.230,654 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

(brownell, 1959)

$$L_{LS} = 305,09 \text{ ft}$$

D. Menentukan Tebal (t_s) dan Diameter Silinder (D_o)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm ($P_{operasi}$) = ### psia

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho (H - 1)}{144}, \text{ (1959)}$$

$$= 146,34 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 161,03 \text{ psia}$$

$$= 146,34 \text{ psig}$$

sehingga tebal silinder,

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$= 0,3860 \text{ in}$$

$$= 3/8 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh t_s sebesar: $3/8 \text{ in}$

$$D_O = D_T + 2t_s$$

$$= 66,686 \text{ in}$$

kemudian D_o hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

sehingga diperoleh D_o 72 in

$$D_T = D_o - 2t_s$$

$$= 71,250 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi (H) dan Tebal Tutup Tangki (t_{ha})

Tinggi silinder dapat diperoleh dari :

$$L/D = 2,0$$

$$L_s = 2,0 D_T$$

$$L_s = H = 143 \text{ in}$$

$$= 12 \text{ ft}$$

Tebal tutup tangki

syarat = $r = 71,250 \text{ in}$

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{\text{alat}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{alat}})} + C \text{ (brownell, 1959)}$$

$$= 0,678 \text{ in}$$

$$= 3/4 \text{ in}$$

$$ic_1 = 0,1 \times D_T$$

$$= 4,2750 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,2 \times D_T = 12,041 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_a = 154,54 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage (C₆H₅Cl) Klorobenzen (F-147)

Fungsi	: Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku pembuatan diklorobenzene
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: double welding butt joint
Volume tangki (V _T)	: 9.038,3 ft ³
Diameter dalam (D _T)	: 71,250 in
Diameter Luar (D _o)	: 66,686 in
Tebal Silinder (ts)	: 3/8 in
Tinggi Silinder (Ls)	: 142,50 in
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	: 3/4 in
Tinggi Tutup Atas (h _a)	: 12,041 in
Waktu tinggal	: 15 hari
Jumlah tangki	: 3 buah

APPENDIKS D UTILITAS

Utilitas merupakan suatu unit yang dapat menunjang suatu proses produksi utama, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai.

Adapun unit utilitas di pabrik biodiesel ini meliputi

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Penyediaan Air

Unit ini bertugas untuk memenuhi air yang dibutuhkan pada pabrik Clhorobenzen ini baik secara kualitas maupun kuantitas sehingga dapat menunjang produksi. Dalam pabrik Clhorobenzen, air digunakan untuk :

A. Air umpan boiler

Air boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai pemanas dalam proses produksi. Kuantitas steam yang digunakan dihitung berdasarkan pemakaian dalam masing - masing alat pada proses produksi.

Dari perhitungan bab sebelumnya didapatkan penggunaan steam adalah :

Tabel D.1. Data kebutuhan steam untuk proses

No.	Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Heater (E-113A)	1,3052
2.	Heater (E-113B)	7,0108
3.	Heater (E-125)	7,6697
4.	Reboiler Destilasi I (D-130)	374,3635
5.	Reboiler Destilasi I (D-130)	446,3382
Jumlah		836,6874

Total kebutuhan stean = 836,6874 kg/jam

Air umpan boiler disediakan dengan berlebih 25 sebagai pengganti sejumlah steam yang hilang, dan diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi 10% dan faktor keamanan adalah 15%. Sehingga jumlah steam adalah :

Kebutuhan steam = $1,25 \times 836,6874 = 1045,85925$ kg/jam

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess sehingga :

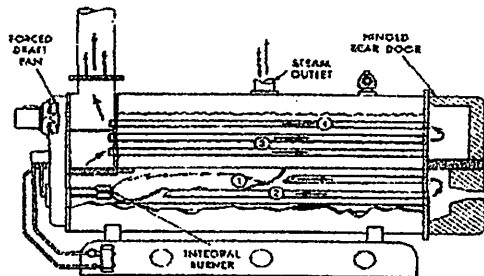
Make up air steam = $1,1 \times 836,6874$
= 920,3561 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Maka kebutuhan steam} &= 1.045,8593 + 920,3561 \\ &= 1.966,2154 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Boiler (Q-227)

Tipe boiler yang digunakan adalah fire tube boiler

Bahan bakar yang digunakan = furnace oil 35 °C API



Gambar D.1. Fire Tube Boiler

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi :

- $T = 200 \text{ }^\circ\text{C}$
- $\lambda = 473,15 \text{ kPa}$
- Kebutuhan stean = $1.966,2154 \text{ kg/jam}$
- $m_s = \text{Rate steam yang dihasilk} = 1966,2154 \text{ kg/jam}$
 $= 4334,7856 \text{ lbm/jam}$
- $H_g = \text{entalpi pada } 200 \text{ }^\circ\text{C} = 2790,9000 \text{ kJ/kg}$
 $= 1199,8600 \text{ Btu/lbm}$
- $H_f = \text{enthalpi air } 100 \text{ }^\circ\text{C} = 419,0400 \text{ kJ/kg}$
 $= 180,1531 \text{ Btu/lbm}$
- $H_{fg} = \text{enthalpi evap pada } 100 \text{ }^\circ\text{C} = 970,3000 \text{ Btu/lbm}$

(Kern hal 817. 1965)

34,5 = angka penyesuaian penguapan

$$\begin{aligned} \text{Energi Boiler} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 34,5} \\ &= \frac{4.334,7856 \times (1.199,860 - 180,1531)}{970,3000 \times 34,5000} \\ &= 132,0438 = 130 \text{ HP} \end{aligned}$$

Panas yang dihasilkan boiler :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m_s \times |H_g - H_f|}{1000} \\ &= \frac{4.334,7856 \times (1.199,860 - 180,1531)}{1000} \\ &= 4.420,2108 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

(Severn, pers 171)

$$\begin{aligned} \text{Faktor Evaporasi} &= \frac{H_g - H_f}{H_{fg}} \\ &= \frac{1.199,860 - 180,1531}{970,3000} = 1,0509 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\ &= 1,0509 \times 4.334,7856 \\ &= 4.555,5095 \text{ lbm/jam} \\ &= 2.066,3335 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah jenis furnace oil 35 °C API dengan heating valve sebesar = 19500 (*Perry's ed7*)

Diharapkan boiler memiliki efisiensi = 80%

maka kebutuhan bahan bakar untuk boiler :

$$\begin{aligned} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v} \\ &= \frac{4334,7856 \times (1199,860 - 180,1531)}{0,80 \times 19500} = 283,3468 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas dan jumlah tube boiler dapat dihitung dengan :

$$\begin{aligned} \text{Heating value surface} &= 10 \text{ ft}^2 / \text{Energi boiler} \\ \text{Direncanakan panjang pipa} &= 20 \text{ ft} \\ \text{Ukuran tube yang digunakan} &= 4 \text{ in} \\ \text{Luas permukaan linear feed} &= 1,178 \text{ ft}^2 / \text{in} \\ \text{Heating surface boiler (A)} &= H_v \text{ Surface} \times \text{energi boiler} \\ &= 10 \times 132,0438 = 1320,4375 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_t = \frac{A}{a \times l} = \frac{1320,4375}{1,178 \times 20} = 56,046 = 56 \text{ tube}$$

Spesifikasi Boiler

$$\begin{aligned} \text{Tipe} &= \text{Fire tube boiler} \\ \text{Rate Steam} &= 1966,2154 \text{ kg/jam} \\ \text{Bahan bakar} &= \text{furnace oil 35 °C API} \\ \text{Efisiensi} &= 80\% \\ \text{Panas yang dihasilkan boiler} &= 4420,2108 \text{ Btu/jam} \\ \text{Heating Surface} &= 1320,4375 \text{ ft}^2 \\ \text{Jumlah tube} &= 56 \text{ tube} \\ \text{Ukuran tube} &= 4 \text{ in} \\ \text{Panjang tube} &= 20 \text{ ft} \\ \text{Jumlah boiler} &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

B. Air Sanitasi

Air ini digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, taman dll.
Air sanitasi dapat diperinci sebagai berikut :

1. Air kebutuhan karyawan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan karyawan} &= 120 \text{ L / hari per orang (standart WHO)} \\ \text{Jumlah karyawan} &= 104 \\ \text{Densitas air (27 °C)} &= 0,9965 \text{ kg/L} \\ \text{Kebutuhan air} &= 120 \text{ L/hari/orang} \times 104 \text{ orang} \\ &= 12480 \text{ L/hari} \\ &= 520 \text{ L/jam} \times 0,9965 \text{ kg/L} \\ &= 518,1904 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

2. Air untuk laboratorium dan taman

$$\begin{aligned}\text{Diperkirakan 50 \% dari kebutuhan karyawan, sehingga :} \\ \text{Kebutuhan air} &= 50\% \times 518,1904 \text{ kg/jam} \\ &= 259,0952 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi kebutuhan air sanitasi adalah} &= 518,1904 + 259,0952 \\ &= 777,2856 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

3. Air pemadam kebakaran dan cadangan air

$$\begin{aligned}\text{Diperkirakan 40 \% berlebih dari kebutuhan air sanitasi, sehingga total} \\ \text{kebutuhan air sanitasi} &= 1,4 \times 777,2856 \\ &= 1088,1998 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Kebutuhan total air sanitasi untuk pabrik Clhorobenzen dapat dilihat pada tabel :

Tabel D.2. Data kebutuhan air sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	518,1904
2.	Laboratorium dan taman	777,2856
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan	1088,1998
Jumlah		2383,6758

C. Air Pendingin

Air yang digunakan sebagai media pendingin pada alat proses produksi dapat di dalam tabel :

Tabel D.3. Data kebutuhan air pendingin untuk proses

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Reaktor (R110)	33712,2579
2.	Cooler (E-116)	720,4408
3.	Absorber (D-117)	340,8260
4.	Netralizer (R-120)	6930,5849

5.	Kondensor ((E-143A)	823,0500
6.	Cooler (E-146A)	42674,7600
7.	Kondensor ((E-143B)	0,0640
8.	Cooler (E-146B)	30,9235
9.	Cooler (E-146C)	27784,0900
Jumlah		113016,9971

Untuk menghemat pemakaian air, maka air pendingin yang digunakan di dinginkan kembali (disirkulasi) dalam cooling tower. Sehingga tidak perlu dilakukan penggantian air pendingin. Kecuali ada kebocoran atau kehilangan karena penguapan maka disediakan penambahan air sebesar 20% dari kebutuhan air pendingin.

$$\begin{aligned} \text{Kualitas penambahan air} &= 1,2 \times 113.016,9971 \\ &= 135620,3965 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dengan sistem recycle sebanyak } 80 \% \text{ maka kebutuhan air untuk pendingin yang} \\ \text{harus dipenuhi sebanyak} &= 20\% \times 135620,3965 \\ &= 27124,0793 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

D. Air Proses

Tabel D.4. Data kebutuhan air proses

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Absorber (D-117)	880,0480
2.	Mixer (M-124)	108,2967
Jumlah		988,3447

Maka kebutuhan total yang harus disuplai untuk memenuhi kebutuhan air di pra rencana pabrik Clhorobenzen ini adalah :

Tabel D.4. Data kebutuhan air pabrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air umpan boiler	2066,3335
2.	Air sanitasi	2383,6758
3.	Air pendingin	27124,0793
4.	Air Proses	988,3447
Jumlah		32562,4334

Peralatan yang digunakan pada bagian pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. *Centrifugal Pump* (L - 217)

- Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.
Tipe : *Centrifugal Pump*
Suhu operasi : 27 °C
Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
Rate : 32562,4334 kg/jam = 71787,1406 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} = 143,8768 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0091 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0032 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0637 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0637 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 211712,2978 \end{aligned}$$

Aliran fluida ini termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* >4000, sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakar *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} && \text{(Coulson \& Richardson's, 1997)} \\ &= 293 \times (9,0451)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 73,1690 \text{ mm} = 2,8807 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3 in *schedule number 80*

(Geankoplis. 1997)

$$D_i = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$D_o = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264\text{E-}03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0091 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26\text{E-}03 \text{ m}^2} = 2,1287 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0737 \text{ m} \times 2,1287 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 182788,5119 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 ^(Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0737 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0737} = 0,0006$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0048$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,6$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 ^(Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,6 \left| \frac{2,1287^2}{2 \cdot 1,0} \right| = 1,2462 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 300 m

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 300 \times 2,1287^2}{0,0737 \times 2} \\ &= 177,1741 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

^(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,1287^2}{2} \right| = 5,0979 \text{ J/kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,1287^2}{2} \right| = 0,7704 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,1287^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,2657 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,2462 + 177,17 + 5,098 + 0,7704 + 2,2657 \\ &= 186,5543 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 15 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 186,5543 = W_s$$

$$W_s = -333,6541 \text{ J/kg}$$

$$= -333,6541 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{333,6541}{9,80665} = 34,0232 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 80%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{333,6541}{80\%} = 417,0676 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 9,0451 kg/s

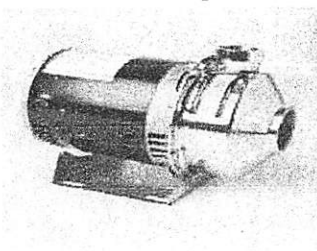
$$\begin{aligned} \text{Daya pompa} &= 417,0676 \times 9,0451 \text{ kg/s} \\ &= 3772,4 \text{ J/s} \\ &= 3772,4 \text{ Watt} \\ &= 5,0589 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 80%
Daya pompa	: 6 hp
Diameter pipa	: 0,0737 m
Kapasitas pompa	: 143,8768 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	: C15625BIT1X
Manufacturer	: American Stainless Electric Pumps
Minimum Flow	: 2 gpm
Maximum Flow	: 250 gpm
HP Standard	: 6 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 2 inches
Outlet Connection Ty	: Flange
Outlet	: 1,5 inches
Motor	: ODP
Speed	: 3500 RPM
Impeller	: 5 inches



2. Bak Sedimentasi (F - 216)

Fungsi : Untuk menampung air dan mengendapkan kotorannya.

Bentuk : Bak Persegi panjang

Rate bahan masuk ($W = 32562,4334 \text{ kg/jam}$

$$= 71787,1406 \text{ lbm/jam}$$

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

Waktu tinggal = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Volume air = $32,6761 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} = 261,4085 \text{ m}^3$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{261,4085}{90\%} = 290,4539 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T = 5 : 4 : 3

- Alas bak berbentuk segitiga miring dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T = 5 : 4 : 1

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$290,4539 = 60 X^3$$

$$X^3 = 1,6916 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 1,6916 \text{ m} = 8,4582 \text{ m} \approx 9 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 1,6916 \text{ m} = 6,7666 \text{ m} \approx 7 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 1,6916 \text{ m} = 5,0749 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

$$\text{Volume segitiga} = L \cdot \text{alas} \times \text{tinggi} = \left(\frac{p}{2} \times L \right) \times T$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 1,6916 \text{ m} = 8,4582 \text{ m} \approx 9 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 1,6916 \text{ m} = 6,7666 \text{ m} \approx 7 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 1 \times 1,6916 \text{ m} = 1,6916 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran persegi : 9 × 7 × 5 m

Ukuran segitiga : 9 × 7 × 2 m

Volume : 290,4539 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

3. Centrifugal Pump (L - 215)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sedimentasi ke bak skimmer

Tipe : Centrifugal Pump

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 32562,4334 kg/jam = 71787,1406 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} = 143,8768 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut

Simpson^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga besar kecepatan liquid sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0091 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0032 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0637 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0637 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 211712,2978 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* >4000^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0.53} \times \rho^{-0.37} && \text{(Coulson \& Richardson's, 1997)} \\ &= 293 \times (9,0451)^{0.53} \times (996,5)^{-0.37} \\ &= 73,1690 \text{ mm} = 2,8807 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3 in *schedule number 80*

(Geankoplis. 1997)

$$D_i = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$D_o = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264\text{E-}03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0091 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26\text{E-}03 \text{ m}^2} = 2,1287 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0737 \text{ m} \times 2,1287 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 182788,5119 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0737 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0737} = 0,0006$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0048$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,6$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,6 \left| \frac{2,1287^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,2462 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 2,1287^2}{0,0737 \times 2} = 11,8116 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,1287^2}{2} \right| = 5,0979 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,1287^2}{2} \right| = 0,7704 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,1287^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,2657 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,2462 + 11,81 + 5,098 + 0,7704 + 2,2657 \\ &= 21,1918 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α = 1,0 berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$
$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (10 - 0) + 21,1918 = W_s$$
$$W_s = -119,2583 \text{ J/kg} = -119,2583 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{119,2583}{9,80665} = 12,1610 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan range 60-80%
(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 80%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{119,2583}{80\%} = 149,0729 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 9,0451 kg/s

$$= 149,0729 \times 9,0451 \text{ kg/s}$$

$$= 1348,4 \text{ J/s}$$

$$= 1348,4 \text{ Watt} = 1,8082 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak sedimentasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 2 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 143,8768 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

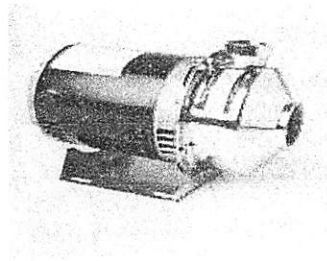
Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : C15625B1T1X

Manufacturer : American Stainless Electric Pumps

Minimum Flow	: 2 gpm
Maximum Flow	: 250 gpm
HP Standard	: 2 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 2 inches
Outlet Connection Ty	: Flange
Outlet	: 1,5 inches
Motor	: ODP
Speed	: 3500 RPM
Impeller	: 5 inches



4. Bak Skimmer (F-214)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sedimentasi untuk memisahkan endapan

Bentuk : Bak Persegi panjang

Rate bahan masuk ($W = 32562,4334 \text{ kg/jam}$
 $= 71787,1406 \text{ lbm/jam}$)

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

Waktu tinggal = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Volume air} = 32,6761 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} = 261,4085 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{261,4085}{90\%} = 290,4539 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$290,4539 = 60 X^3$$

$$X^3 = 1,6916 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 1,6916 \text{ m} = 8,4582 \text{ m} \approx 9 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 1,6916 \text{ m} = 6,7666 \text{ m} \approx 7 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 1,6916 \text{ m} = 5,0749 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

Dimensi bak :

- Bentuk : Bak Persegi panjang
- Ukuran : 9 × 7 × 5 m
- Volume : 290,4539 m³
- Bahan konstruksi : Beton
- Jumlah : 1

5 Centrifugal Pump (L-213)

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak skimmer ke *clarifier*
- Tipe : *Centrifugal Pump*
- Suhu operasi : 27 °C
- Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
- Rate : 32562,4334 kg/jam = 71787,1406 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} = 143,8768 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :
pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

1. Luas aliran pipa = $\frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0091 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0032 \text{ m}^2$

2. Diameter Pipa = $\sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0637 \text{ m}$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0637 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 211712,2978 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* > 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga disimpulkan bahwa aliran yang

dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (9,0451)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 73,1690 \text{ mm} = 2,8807 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3 in *schedule number 80* (Geankoplis. 1997)

$$D_i = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$D_o = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264E-03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0091 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26E-03 \text{ m}^2} = 2,1287 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0737 \text{ m} \times 2,1287 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 182788,5119 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0737 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60E-05}{0,0737} = 0,0006$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0048$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,6$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,6 \left| \frac{2,1287^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,2462 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 2,1287^2}{0,0737 \times 2} = 11,8116 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,1287^2}{2} \right| = 5,0979 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,1287^2}{2} \right| = 0,7704 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,1287^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,2657 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,2462 + 11,81 + 5,098 + 0,7704 + 2,2657 \\ &= 21,1918 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α 1,0 berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (10 - 0) + 21,1918 = W_s$$

$$W_s = -119,2583 \text{ J/kg} = -119,2583 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{119,2583}{9,80665} = 12,1610 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan range 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 80%

Shaft work (W_p):

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{119,2583}{80\%} = 149,0729 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 9,0451 kg/s

$$= 149,0729 \times 9,0451 \text{ kg/s}$$

$$= 1348,4 \text{ J/s}$$

$$= 1348,4 \text{ Watt} = 1,8082 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak skimmer ke *clarifier*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 2 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 143,8768 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

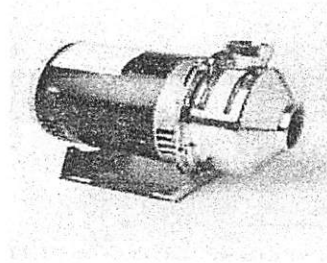
Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : C15625B1T1X

Manufacturer : American Stainless Electric Pumps

Minimum Flow : 2 gpm
 Maximum Flow : 245 gpm
 HP Standard : 2 hp
 Inlet Connection Type : Flange
 Inlet : 2 inches
 Outlet Connection Ty : Flange
 Outlet : 1,5 inches
 Motor : ODP
 Speed : 3500 RPM
 Impeller : 5 inches



6 Tangki Clarifier (M-212)

Fungsi : Tangki ini tempat terjadinya flokulasi dan koagulasi yaitu dengan menambahkan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 30% sebanyak 80 ppm ($0,8 \text{ kg/m}^3$)

Rate : $32.562,4334 \text{ kg/jam} = 71.787,1406 \text{ lbm/jam}$

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71.787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} = 143,8768 \text{ gpm} \\
 &= 0,5539 \text{ in}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 4 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air} &= 32,6761 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \\
 &= 130,7043 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diasumsikan :

- Volume air = 80% volume tangki
- Volume ruang kosong = 20% volume tangki

maka volume tangki :

$$V_T = \frac{100\%}{80\%} \times 130,7043 = 163,380314 \text{ m}^3$$

Kebutuhan alum = 30% dari volume air dengan total konsentrasi 80 ppm atau 80 mg tiap 1 L air = $0,08 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan alum} &= 30\% \times 163,3803 \text{ m}^3 \times 0,08 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 3,9211 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan alum setiap hari} = \frac{24 \text{ jam/hari} \times 3,9211 \text{ kg}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 23,5268 \text{ kg/hari}$$

⌘ Menentukan Dimensi tangki clarifier :

$$V_{\text{total}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$= \left[\frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right] + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s$$

$$\text{dimana : } \tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$L_s = 3 D_i$$

$$V_{\text{total}} = 0,0755 D_i^3 + 2,3550 D_i^3$$

$$163,3803 = 2,4305 D_i^3$$

$$D_i^3 = 67,2199 \text{ m}^3$$

$$D_i = 4,0660 \text{ m} = 13,33969 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = L_s = 3 D_i$$

$$= 3 \times 4,0660 = 12,198 \text{ m} = 40,0191 \text{ ft}$$

⌘ Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$V_{\text{total}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$= \left[\frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right] + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s$$

$$\text{dimana : } \tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$130,7043 = 5,077423 + 12,9778 L_{ls}$$

$$L_{ls} = 9,6801 \text{ m} = 31,7585 \text{ ft}$$

⌘ Menghitung tekanan design (Pi)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times L_{ls}}{144 \times 32,174}$$

(Geankoplis, 1997)

$$= \frac{62,211 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 31,759 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 13,7203 \text{ psia}$$

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

$$= 14,696 + 13,7203 - 14,696$$

$$= 13,7203 \text{ psig}$$

Direncanakan :

Bahan konstruksi : *High alloy steel SA - 240 grade B*

Type pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

maka didapatkan :

- Allowable stress = 17500 psi (Brownell and Young, 1959)
- Effisiensi sambungan = 0,8 (Brownell and Young, 1959)
- Faktor korosi = 1/16 in

✳ Menentukan tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= \frac{13,7203 \times 13,3397}{2 \times [17500 \times 0,80] - [0,6 \times 13,720]} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0690 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

✳ Standardisasi D_o

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 160,0763 + 0,3750 \\
 &= 160,4513 \text{ in} = 4,0755 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan harga

$D_o = 168 \text{ in} = 4,2672 \text{ m}$ dan didapatkan data sebagai berikut :

$$i_{cr} = 10 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_c - (2 \times t_s) \\
 &= 168 - 0,3750 \\
 &= 167,6250 \text{ in} = 13,969 \text{ ft} = 4,2577 \text{ m}
 \end{aligned}$$

✳ Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < D_o$$

$$\begin{aligned}
 V_1 &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\
 &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|
 \end{aligned}$$

$$163,3803 \text{ m}^3 = 14,2304 L_s + 5,82996$$

$$L_s = 11,071 \text{ m} = 435,8815 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{11,0714 \text{ m}}{4,2577 \text{ m}} = 2,6003 < 4 \text{ (Memenuhi)}$$

✳ Menentukan dimensi tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{P_i \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times P_i) \cos 1/2} + C$$

dimana $d_e = D_i = 13,9688 \text{ in}$ dan $\alpha = 120$

$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{13,7203 \times 13,9688}{2 \times 17500 \times 0,80 - [0,6 \times 13,720 \times 0,5]} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0762 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

(Brownell and Young, 1959)

✳ Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

Untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah

$$\begin{aligned} hb &= \frac{0,5 \times Di}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{0,5 \times 167,6250 \text{ in}}{1,7321} \\ &= 48,388 \text{ in} = 1,2291 \text{ m} = 4,0323 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hb &= hb + sf \\ &= 48,3878 + 1,5 \\ &= 49,8878 \text{ in} = 1,2672 \text{ m} = 4,1573 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Diameter Luar (Do)} &= 168 \text{ in} = 4,2672 \text{ m} \\ \text{Diameter Dalam (Di)} &= 167,6250 \text{ in} = 4,2577 \text{ m} \\ \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 480,2337 \text{ in} = 12,1980 \text{ m} \\ \text{Tebal Silinder (ts)} &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\ \text{Tebal tutup bawah (t}_{in}) &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\ \text{Tinggi tutup bawah (h)} &= 49,8878 \text{ in} = 1,2672 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi (tutup bawah + silinder)} \\ &= hb + Ls \\ &= 49,8878 + 480,2337 \\ &= 530,1215 \text{ in} \\ &= 44,177 \text{ ft} = 13,4651 \text{ m} \end{aligned}$$

A. Perancangan pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diartikan dari Geankoplis

(1997) hal 144 antara lain :

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5$$

$$W/Da = 0,2$$

$$L/Da = 0,25$$

$$C/Dt = 0,3333$$

$$J/Dt = 0,0833$$

Dimana :

Dt = Diameter dalam tangki

Da = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

- Menentukan Diameter Pengaduk

$$Da/Dt = 0,5$$

$$\begin{aligned} Da &= 0,5 Dt \\ &= 0,5 \times 167,6250 \text{ in} \\ &= 83,8125 \text{ in} = 2,1288 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/Da = 0,2$$

$$\begin{aligned} W &= 0,2 Da \\ &= 0,2 \times 83,813 \text{ in} \\ &= 16,7625 \text{ in} = 0,4258 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/Da = 0,25$$

$$\begin{aligned} L &= 0,25 Da \\ &= 0,25 \times 83,813 \text{ in} \\ &= 20,9531 \text{ in} = 0,5322 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$C/Dt = 0,3333$$

$$\begin{aligned} C &= 0,3333 Dt \\ &= 0,3333 \times 167,6250 \text{ in} \\ &= 55,8694 \text{ in} = 1,4191 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar *Baffle*

$$J/Dt = 0,0833$$

$$\begin{aligned} J &= 0,0833 Dt \\ &= 0,0833 \times 167,6250 \text{ in} \\ &= 13,9688 \text{ in} = 0,3548 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa $Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis :

Flat Six Blade Turbin with disk

- Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} n_p &= \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinde}}{2 Da^2} \\ &= \frac{9,6801}{9,0639} \\ &= 1,0680 \approx 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

B. Penghitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5}{gc}$$

(Geankoplis. 1997)

Dimana :

N = Putaran pengaduk

D_a = Diameter Impeller (ft)

P = daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 62,2106 lbm/ft³

μ = 0,0006 lbm/ft.s

Direncanakan putaran pengaduk (N) 25 rpm

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \\ &= \frac{48,781 \text{ ft}^2 \times 0,4167 \times 62,211 \text{ lbm/ft}^3}{0,0006 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 2201244,2263 \end{aligned}$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah *turbulen*Dari halaman 145 Geankoplis untuk Number Power (N_p) diambil N = 5

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times D_a^5}$$

maka :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times N^3 \times D_a^5 \times N_p}{gc} \\ &= \frac{62,211 \times |0,4167|^3 \times |6,9844|^5 \times 5}{32,174} \\ &= 11623,3989 \text{ lbf/s} = 21 \text{ hp} \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (Kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,10 + 0,20)P + P \\ &= (0,30 \times 21) + 21 \\ &= 27 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi tangki *clarifier* :

- Fungsi : Tangki ini tempat terjadinya flokulasi dan koagulasi yaitu dengan menambahkan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 30% sebanyak 80 ppm ($0,8 \text{ kg/m}^3$)
- Bentuk : Tangki silinder dengan tutup bawah conical
- Diameter dalam : 4,2577 m
- Diameter luar : 4,2672 m
- Tinggi tangki : 13,465 m
- Diameter impeller : 2,1288 m
- Lebar impeller : 0,5322 m
- Daya motor : 27 hp
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 grade B
- Jumlah : 1 buah

7. *Centrifugal Pump* (L-211)

- Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier ke sand filter
- Tipe : *Centrifugal Pump*
- Suhu operasi : 27 °C
- Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
- Rate : 32562,4334 kg/jam = 71787,1406 lbm/jam
- Dengan menggunakan perhitungan yang sama dengan pompa L-213 didapatkan:

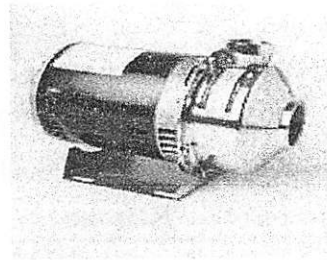
Spesifikasi *Centrifugal Pump*

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak skimmeri ke *clarifier*
- Tipe : *Centrifugal Pump*
- Jumlah stage : *Single stage*
- Kecepatan putaran : 3500 rpm
- Effisiensi : 80%
- Daya pompa : 2 hp
- Diameter pipa : 0,0737 m
- Kapasitas pompa : 143,8768 gpm
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
- Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

- Tipe : C15625B1T1X
- Manufacturer : American Stainless Electric Pumps
- Minimum Flow : 2 gpm
- Maximum Flow : 250 gpm

HP Standard	: 2 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 2 inches
Outlet Connection Ty	: Flange
Outlet	: 1,5 inches
Motor	: ODP
Speed	: 3500 RPM
Impeller	: 5 inches
Voltage	: 115/230



8. Sand Filter (H-210)

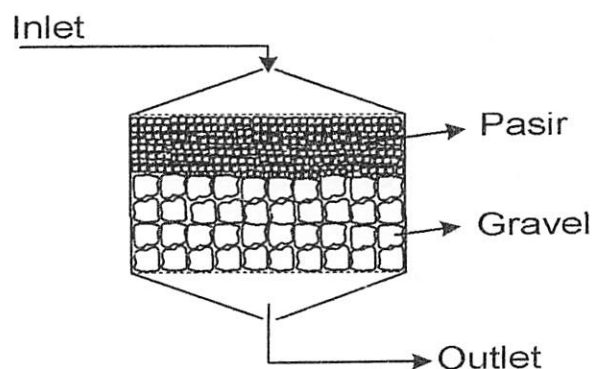
Fungsi : Menghilangkan warna, bau dan rasa air sungai.

Direncanakan bentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dishe

Susunan *Sand Filter* :

- Anthrasit
Berfungsi untuk mengikat partikel dalam air
- Pasir silika
Fungsi Pasir Silica adalah untuk menghilangkan kandungan lumpur tanah dan sedimen pada air.
- Lapisan Pasir
Pasir yang dipakai harus bebas dari kotoran dan terdiri dari pasir kuarsa yang harus diuji dengan HCl 40 % selama 24 jam dan tidak boleh kehilangan berat lebih dari 5%
- Lapisan Penahan (Gravel)
Merupakan penunjang dari pasir, diletakkan demikian sehingga air dapat bergerak bebas. Gravel yang dipakai harus keras, tahan lama, tid mengandung tanah liat.

Skema *Sand Filter* :



Kondisi Operasi :

$$\text{Rate} : 32.562,4334 \text{ kg/jam} = 71.787,1406 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71.787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} = 143,8768 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Waktu tinggal : 0,5 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 32,6761 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 16,3380 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam silinder} &= 80\% \text{ Volume air} = 80\% \times 16,3380 \\ &= 13,0704 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \text{ Volume air} = 20\% \times 16,3380 \\ &= 3,2676 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{padatan}} + V_{\text{air}}$$

- Menentukan volume padatan

$$\text{Porositas} = \frac{V_{\text{ruang kosong}}}{(V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{padatan}})}$$

diasumsikan porositas 0,4 ; maka

$$40\% = \frac{3,2676}{(3,2676 + V_{\text{padatan}})}$$

$$V_{\text{padatan}} = 4,9014 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi volume padatan} &= 4,9014 + 13,0704 \\ &= 17,9718 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dishe
maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 d$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$17,9718 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 d$$

$$17,9718 = 1,1775 d^3$$

$$d^3 = 15,2627 \text{ m}^3$$

$$d = 2,4805 \text{ m}$$

$$\text{jadi } L_s = 1,5 d$$

$$= 1,5 \times 2,4805$$

$$= 3,7208 \text{ m}$$

tinggi tutup atas dan tutup bawah :

$$\begin{aligned} h &= 0,169 \text{ d} \\ &= 0,169 \times 2,4805 \\ &= 0,4192 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi Sand Filter

Diameter	: 2,4805 m
Panjang	: 3,7208 m
Kapasitas	: 17,9718 m ³
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Tipe	: Tangki silinder horizontal
Jumlah	: 1 buah

9. Bak Penampung Air Bersih (F-222)

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan selanjutnya.

$$\text{Rate} : 32.562,4334 \text{ kg/jam} = 71.787,1406 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{71.787,1406 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 1.153,9380 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} = 0,3205 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,5539 \text{ in}^3/\text{s} = 143,8768 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 10 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 32,6761 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ jam} \\ &= 326,7606 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{326,7606}{90\%} = 363,0674 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T)} = 5 : 4 : 3$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$363,0674 = 60 X^3$$

$$X = 1,8223 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 1,8223 \text{ m} = 9,1113 \text{ m} \approx 10 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 1,8223 \text{ m} = 7,2891 \text{ m} \approx 8 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 1,8223 \text{ m} = 5,4668 \text{ m} \approx 6 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran : 10 × 8 × 6 m

Volume : 363,0674 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

10. Centrifugal Pump (L-233)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak air pendingin

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 27.124,0793 kg/jam = 59.797,7452 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{59797,7452 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 961,2152 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0076 \text{ m}^3/\text{s} = 119,8475 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida ini menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0076 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0027 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0581 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0581 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 193225,8216 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* > 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga disimpulkan bahwa aliran yang

dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (7,5345)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 66,4149 \text{ mm} = 2,6148 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3 in *schedule number 80*

(Geankoplis. 1997)

$$D_i = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$D_o = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264\text{E-}03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0076 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7732 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0737 \text{ m} \times 1,7732 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 152260,4295$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0737 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0737} = 0,0006$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,0048$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7732^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,8647 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 1,7732^2}{0,0737 \times 2} = 8,1957 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,7732^2}{2} \right| = 3,5373 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,7732^2}{2} \right| = 0,5345 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7732^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,5721 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,8647 + 8,20 + 3,537 + 0,5345 + 1,5721 \\ &= 14,7043 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian: 20 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α : 1,0 berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (20 - 0) + 14,7043 = W_s$$

$$W_s = -210,8373 \text{ J/kg} = -210,8373 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{210,8373}{9,80665} = 21,4994 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 80%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{210,8373}{80\%} = 263,5466 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 7,5345 kg/s

$$= 263,5466 \times 7,5345 \text{ kg/s}$$

$$= 1985,7 \text{ J/s}$$

$$= 1985,7 \text{ Watt} = 2,6628 \text{ hp} \approx 3 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak skimmeri ke *clarifier*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 3 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 119,8475 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

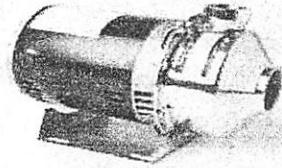
Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : C15625B1T1X

Manufacturer : American Stainless Electric Pumps

Minimum Flow : 2 gpm

Maximum Flow : 245 gpm
 HP Standard : 3 hp
 Inlet Connection Type : Flange
 Inlet : 2 inches
 Outlet Connection Ty : Flange
 Outlet : 1,5 inches
 Motor : ODP
 Speed : 3500 RPM
 Impeller : 5 inches



11. Bak Air Pendingin (F-232)

Fungsi : Menampung air pendingin untuk didistribusikan ke alat pendingin

Rate : 27124,0793 kg/jam = 59797,7452 lbm/jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{59.797,7452 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 961,2152 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0076 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2670 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,4614 \text{ in}^3/\text{s} = 119,8475 \text{ gpm}$$

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = 27,2187 m³/jam × 12 jam
 = 326,6248 m³

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{326,6248}{90\%} = 362,9164 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$362,9164 = 60 X^3$$

$$X = 1,8220 \text{ m}$$

jadi : - P = 5 × 1,8220 m = 9,1101 m ≈ 10 m

- L = 4 × 1,8220 m = 7,2881 m ≈ 8 m

- T = 3 × 1,8220 m = 5,4660 m ≈ 6 m

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran : 10 × 8 × 6 m

Volume : 362,9164 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

12. Centrifugal Pump (L-231)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 27.124,0793 kg/jam = 59.797,7452 lbm/jam

A. Menentukan Rate VolumetricDensitas = 996,52 kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{59797,7452 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 961,2152 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0076 \text{ m}^3/\text{s} = 119,8475 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0076 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0027 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0581 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{\text{Re}} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0581 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 193225,8216$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Numl Number* >4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang

dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (7,5345)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 66,4149 \text{ mm} = 2,6148 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3 in *schedule number 80*

(Geankoplis. 1997)

$$Di = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$Do = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264\text{E-}03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0076 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26\text{E-}03 \text{ m}^2} = 1,7732 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0737 \text{ m} \times 1,7732 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 152260,4295$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$Di = 0,0737 \text{ m}$$

$$\frac{e}{Di} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0737} = 0,0006$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0048$$

E. Menentukan Friction Loss

i. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{1,7732^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,8647 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 1,7732^2}{0,0737 \times 2} = 8,1957 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{1,7732^2}{2} \right| = 3,5373 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{1,7732^2}{2} \right| = 0,5345 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{1,7732^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,5721 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,8647 + 8,20 + 3,537 + 0,5345 + 1,5721 \\ &= 14,7043 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α = 1,0 berdasarkan persamaan Bernoulli maka:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (20 - 0) + 14,7043 = W_s$$

$$W_s = -210,8373 \text{ J/kg} = -210,8373 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{210,8373}{9,80665} = 21,4994 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan range 60-80%
(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 80%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{210,8373}{80\%} = 263,5466 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \text{dimana } m \text{ adalah rate fluida masu} &= 7,5345 \text{ kg/s} \\ &= 263,5466 \times 7,5345 \text{ kg/s} \\ &= 1985,7 \text{ J/s} \\ &= 1985,7 \text{ Watt} = 2,6628 \text{ hp} \approx 3 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 80%

Daya pompa : 3 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 119,8475 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

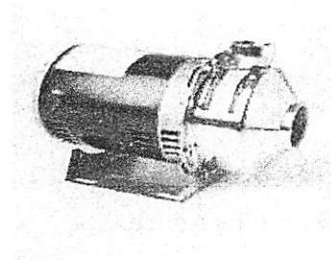
Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : C15625B1T1X

Manufacturer : American Stainless Electric Pumps

Minimum Flow : 2 gpm

Maximum Flow	: 245 gpm
HP Standard	: 3 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 2 inches
Outlet Connection Ty	: Flange
Outlet	: 1,5 inches
Motor	: ODP
Speed	: 3500 RPM
Impeller	: 5 inches



13. Cooling Tower (P-230)

Fungsi	: Mendinginkan dan menampung air pendingin
Rate	: 27.124,0793 kg/jam = 59.797,7452 lbm/jam
Densitas	= 996,52 kg/m ³ = 62,2106 lbm/ft ³
Viskositas	= 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{59797,7452 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 961,2152 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0076 \text{ m}^3/\text{s} = 119,8475 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Suhu wet bulb udara (70% kelembapar) = 25 °C

Suhu air masuk menara = 35 °C

Suhu air pendingin = 27 °C

Direncanakan akan menggunakan cooling tower jenis Counter Flow Induced Dr (Perry's edisi 7, hal 12-15). Sehingga diperoleh konsentrasi air 2,5 gpm/ft³.

$$\begin{aligned} \text{Volume yang dibutuhkan} &= \text{rate volumetric} / \text{konsentrasi air} \\ &= \frac{119,8475 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^3} \\ &= 47,9390 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times Ls$$

$$\text{Ditentukan } L: = 4 \text{ d}$$

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times Ls$$

$$47,9390 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 4 \text{ d}$$

$$47,9390 = 3,14 \text{ d}^3$$

$$\text{d}^3 = 15,2672 \text{ ft}^3$$

$$\text{d} = 2,4808 \text{ ft}$$

$$\text{jadi } Ls = 4 \text{ d}$$

$$= 4 \times 2,4808$$

$$= 9,9231 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \times d^2 \\ &= 3,14 / 4 \times 2,4808^2 \\ &= 4,8311 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari fig. 12-15, Perry's edisi 7, hal 12-17 diperoleh persen standart tower perform adalah = 90% maka :

$$\begin{aligned} \text{Hp fan/Luas tower area} &\text{ adalah } 0,0410 \text{ Hp/ft}^2 \\ \text{Hp fan} &= 0,0410 \text{ Hp/ft}^2 \times \text{Luas tower area} \\ &= 0,0410 \text{ Hp/ft}^2 \times 4,8311 \text{ ft}^2 \\ &= 0,1981 \text{ Hp} = 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

14. Centrifuge Pump (L-221)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih dan kation exchanger

Tipe : Centrifugal Pump

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 4132,6671 kg/jam = 9110,8778 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{9110,8778 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 146,4523 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0012 \text{ m}^3/\text{s} = 18,2602 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0012 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0227 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0227 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} = 75422,8379 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakar *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,1480)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 24,5013 \text{ mm} = 0,9646 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 1 in *schedule number 40* (Geankoplis. 1997)

$$Di = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$Do = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 5,554E-04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0012 \text{ m}^3/\text{s}}{5,55E-04 \text{ m}^2} = 2,0740 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0266 \text{ m} \times 2,0740 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 64419,5419 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : *Turbulen*

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2, 10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$Di = 0,0266 \text{ m}$$

$$\frac{e}{Di} = \frac{4,60E-05}{0,0266} = 0,0017$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0060$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,0740^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,1829 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L) = 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0060 \times 20 \times 2,0740^2}{0,0266 \times 2} = 38,7458 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,0740^2}{2} \right| = 4,8392 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,0740^2}{2} \right| = 0,7313 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α : (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,0740^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,1508 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,1829 + 38,75 + 4,839 + 0,7313 + 2,1508 \\ &= 47,6499 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 25 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (25 - 0) + 47,6499 = W_s$$

$$W_s = -292,8162 \text{ J/kg} = -292,8162 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{292,8162}{9,80665} = 29,8589 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 70%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{292,8162}{70\%} = 418,3088 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 1,1480 kg/s

$$= 418,3088 \times 1,1480 \text{ kg/s}$$

$$= 480,2 \text{ J/s}$$

$$= 480,2 \text{ Watt} = 0,6440 \text{ hp} \approx 0,75 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 70%

Daya pompa : 0,75 hp

Diameter pipa : 0,0266 m

Kapasitas pompa : 18,2602 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Type : AC5STS1V450B015C24

Manufacturer : Thompson Magnetic & Drum Chemical Pumps

Maximum Flow : 111 gpm

HP Standard : 1 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 1,5 inches

Outlet Connection Ty : Flange

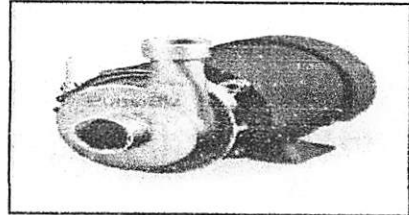
Outlet : 1,25 inches

Voltage : 230/460

Motor : TEFC

Speed : 3450 RPM

Impeller : 4,5 inches



15. Cation Exchanger (D-220A)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif penyebab kesadahan air. Resin yang digunakan adalah hidrogen exchanger H₂. Dimana tiap m³ H₂Z menghilangkan 6500-9000 gram Direncanakan H₂Z dengan kapasitas 7500 g/m³.

Rate : 4.132,6671 kg/jam = 9.110,8778 lbm/jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{9.110,8778 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 146,4523 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0012 \text{ m}^3/\text{s} = 18,2602 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

Kecepatan air ($v = 2 \text{ gpm/ft}^2$)

Tinggi bed = 1,5 m

$$\text{Luas penampang bed (A)} = \frac{Q}{v} = \frac{18,2602}{2} = 9,1301 \text{ ft}^2 = 0,8482 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bed} &= \text{luas bed} \times \text{tinggi bed} \\ &= 0,8482 \times 1,5 \\ &= 1,2723 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$A = 1/4\pi \times d^2$$

$$0,8482 = 1/4\pi \times d^2$$

$$d = 1,0395 \text{ m}$$

Direncanakan :

$$H = 3 d$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} - H &= 3 \times 1,0395 \text{ m} \\ &= 3,1185 \text{ m} \\ - \text{Volume tangki} &= A \times H \\ &= 0,8482 \times 3,1185 \\ &= 2,6452 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 5 grain kation, maka :

$$\begin{aligned} \text{kandungan kation dalam air} &= 18,2602 \text{ gpm} \times 5 \text{ grain/gall} \\ &= 91,30077 \text{ grain/menit} \\ &= 5.478,0464 \text{ grain / jam} \end{aligned}$$

Dalam 2,6452 m³ H₂O dapat menghilangkan hardness sebanyak :

$$\begin{aligned} 2,6452 \text{ m}^3 \times 7500 \text{ g/m}^3 &= 19839,0151 \text{ g} \times 7000 \text{ grain/lb} \\ &= 43,7378 \text{ lb} \times 7000 \text{ grain/lb} \\ &= 306164,3897 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{306164,390}{5.478,0464}$$

$$= 55,8893 \text{ jam} \approx 60 \text{ jam} = 2,50 \text{ hari}$$

Jadi setelah 60 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat & asam klorida

Spesifikasi Kation exchanger :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standart dish

Dimensi Kation exchanger :

Diameter : 1,0395 m

Tinggi : 3,1185 m

Tinggi bed : 1,5 m

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

16. Anion Exchanger (D-220B)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air.

Resin yang digunakan adalah DOH, dimana tiap m^3 DOH menghilangkan 6500-9000 gram hardness. Direncanakan DOH dengan kapasitas 7500 g/m^3

Rate : $4.132,6671 \text{ kg/jam} = 9.110,8778 \text{ lbm/jam}$

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{9.110,8778 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 146,4523 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0012 \text{ m}^3/\text{s} = 18,2602 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

Kecepatan air ($v = 2 \text{ gpm/ft}^2$)

Tinggi bed = 1,5 m

$$\text{Luas penampang bed (A)} = \frac{Q}{v} = \frac{18,2602}{2} = 9,1301 \text{ ft}^2 = 0,8482 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bed} &= \text{luas bed} \times \text{tinggi bed} \\ &= 0,8482 \times 1,5 \\ &= 1,2723 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A &= 1/4\pi \times d^2 \\ 0,8482 &= 1/4\pi \times d^2 \\ d &= 1,0395 \text{ m}\end{aligned}$$

Direncanakan :

$$H = 3 d$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}- H &= 3 \times 1,0395 \text{ m} \\ &= 3,1185 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}- \text{Volume tangki} &= A \times H \\ &= 0,8482 \times 3,1185 \\ &= 2,6452 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Asumsi :

Tiap 1 gallon air mengandung 10 grain kation, maka :

$$\begin{aligned}\text{kandungan kation dalam air} &= 18,2602 \text{ gpm} \times 10 \text{ grain/gall} \\ &= 182,6015 \text{ grain/meni} = 10.956,0928 \text{ grain /h}\end{aligned}$$

Dalam $2,6452 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{Z}$ dapat menghilangkan hardness sebanyak :

$$2,6452 \text{ m}^3 \times 7500 \text{ g/m}^3 = 19839,0151 \text{ g} \times 7000 \text{ grain/lb}$$

$$= 43,7378 \text{ lb} \times 7000 \text{ grain/lb}$$

$$= 306164,3897 \text{ grain}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{306164,390}{10.956,0928}$$

$$= 27,9447 \text{ jam} \approx 30 \text{ jam} = 1,25 \text{ hari}$$

Jadi setelah 30 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat & asam klorida

Spesifikasi Anion exchanger :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standart dishec

Dimensi Anion exchanger :

Diameter : 1,0395 m

Tinggi : 3,1185 m

Tinggi bed : 1,5 m

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

17. Bak Air Lunak (F-223)

Fungsi : Menampung air bersih untuk umpan air boiler.

Rate : $2.066,3335 \text{ kg/jam} = 4.555,4389 \text{ lbm/jam}$

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,211 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{4.555,4389 \text{ lbm/jam}}{62,211 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 73,2261 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0006 \text{ m}^3/\text{s} = 9,1301 \text{ gpm}$$

Waktu tinggal = 24 jam

$$\text{Volume air} = 2,0735 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 49,7651 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 80% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{49,7651}{80\%} = 62,2063 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$62,2063 = 60 X^3$$

$$X = 1,0121 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 1,0121 \text{ m} = 5,0606 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 1,0121 \text{ m} = 4,0484 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 1,0121 \text{ m} = 3,0363 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran : 5 × 4 × 3 m

Volume : 62,2063 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

18. Centrifuge Pump (L-224)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air lunak ke deaerator

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 2066,3335 kg/jam = 4555,4389 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{4555,4389 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 73,2261 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0006 \text{ m}^3/\text{s} = 9,1301 \text{ gpm}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquidida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquidida}} = \frac{0,0006 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0160 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0160 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 53332,0002$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakar *Carbon Steel*

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1997})$$

$$= 293 \times (0,5740)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37}$$

$$= 16,9685 \text{ mm} = 0,6681 \text{ in}$$

5. Standarisasi D_i

Standarisasi D_i menggunakan Appendik A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3/4 in *schedule 80* (Geankoplis. 1997)

$$D_i = 0,742 \text{ in} = 0,0188 \text{ m}$$

$$D_o = 1,050 \text{ in} = 0,0267 \text{ m}$$

$$A = 2,775E-04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi D_i

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0006 \text{ m}^3/\text{s}}{2,77E-04 \text{ m}^2} = 2,0760 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0188 \text{ m} \times 2,0760 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 45610,0615$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60E-05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,0760^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,1852 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 20 \times 2,0760^2}{0,0188 \times 2} = 64,0283 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,0760^2}{2} \right| = 4,8485 \text{ J/kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,0760^2}{2} \right| = 0,7327 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,0760^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,1549 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,1852 + 64,03 + 4,848 + 0,7327 + 2,1549 \\ &= 72,9494 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (20 - 0) + 72,9494 = W_s$$

$$W_s = -269,0824 \text{ J/kg} = -269,0824 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{269,0824}{9,80665} = 27,4388 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 60%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{269,0824}{60\%} = 448,4707 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 0,5740 kg/s

$$= 448,4707 \times 0,5740 \text{ kg/s}$$

$$= 257,41 \text{ J/s}$$

$$= 257,41 \text{ Watt} = 0,3452 \text{ hp} \approx 0,50 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

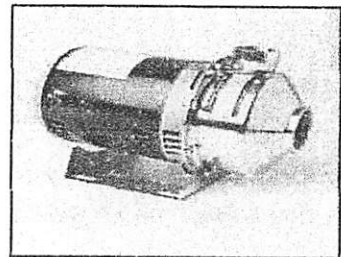
Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 60%
 Daya pompa : 0,50 hp
 Diameter pipa : 0,0188 m
 Kapasitas pompa : 9,1301 gpm
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

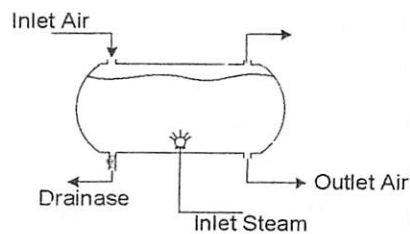
Tipe : C25057B5D1
 Manufacturer : American Stainless Electric Pumps
 Minimum Flow : 2 gpm
 Maximum Flow : 245 gpm
 HP Standard : 1 hp
 Inlet Connection Type : Flange
 Inlet : 2 inches
 Outlet Connection Type : Flange
 Outlet : 1,5 inches
 Voltage : 115/230
 Motor : ODP
 Speed : 3450 RPM
 Impeller : 5 inches



19. Deaerator (D-225)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis pada air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam

Skema Deaerator :



Rate : 2.066,3335 kg/jam = 4.555,4389 lbm/jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,211 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{4.555,4389 \text{ lbm/jam}}{62,211 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 73,2261 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0006 \text{ m}^3/\text{s} = 9,1301 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 24 jam

Volume air = 2,0735 m³/jam × 24 jam = 49,7651 m³

Direncanakan :

- 80% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{49,7651}{80\%} = 62,2063 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk silinder horizontal dengan rasio :

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$62,2063 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 \text{ d}$$

$$62,2063 = 1,1775 \text{ d}^3$$

$$\text{d}^3 = 52,8292 \text{ m}^3$$

$$\text{d} = 3,7522 \text{ m}$$

$$\text{jadi } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$= 1,5 \times 3,7522 = 5,6284 \text{ m}$$

Spesifikasi deaerator :

Fungsi : Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam

Diameter : 3,7522 m

Tinggi : 5,6284 m

Kapasitas : 62,206 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 buah

20. Centrifuge Pump (L-226)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator ke boiler

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 4.132,6671 kg/jam = 9.110,8778 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{9110,8778 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 146,4523 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0012 \text{ m}^3/\text{s} = 18,2602 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar
 $= 2,8526 \text{ m/s}$

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0012 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0227 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0227 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 75422,8379 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,1480)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 24,5013 \text{ mm} = 0,9646 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 1 in *schedule 40*

(Geankoplis. 1997)

$$Di = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$Do = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 5,574\text{E-}04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0012 \text{ m}^3/\text{s}}{5,57\text{E-}04 \text{ m}^2} = 2,0667 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{\text{Re}} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Geankoplis. 1997)}$$

$$= \frac{0,0266 \text{ m} \times 2,0667 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 64191,8661$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar gambar hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0266 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0266} = 0,0017$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0050$$

E. Menentukan *Friction Loss*

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,0667^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,1746 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 20 m

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0050 \times 20 \times 2,0667^2}{0,0266 \times 2}$$

$$= 32,0603 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,0667^2}{2} \right| = 4,8051 \text{ J/kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,0667^2}{2} \right| = 0,7261 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,0667^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,1356 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,1746 + 32,06 + 4,805 + 0,7261 + 2,1356 \\ &= 40,9016 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

- Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 m
- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,80665 \times (20 - 0) + 40,9016 &= W_s \\ W_s &= -237,0346 \text{ J/kg} = -237,0346 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{237,0346}{9,80665} = 24,1708 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 60%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{237,0346}{60\%} = 395,0577 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 1,1480 kg/s

$$= 395,0577 \times 1,1480 \text{ kg/s}$$

$$= 453,51 \text{ J/s}$$

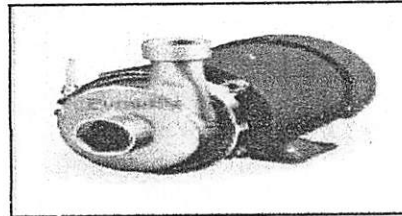
$$= 453,51 \text{ Watt} = 0,6082 \text{ hp} \approx 1,00 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 1,00 hp
Diameter pipa	: 0,0266 m
Kapasitas pompa	: 18,2602 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	: AC5STS1V450B015C24
Manufacturer	: Thompson Magnetic & Drum Chemical Pumps
Maximum Flow	: 111 gpm
HP Standard	: 1 hp
Inlet Connection Type	: Flange
Inlet	: 1,5 inches
Outlet Connection Ty	: Flange
Outlet	: 1,25 inches
Voltage	: 230/460
Motor	: TEFC
Speed	: 3450 RPM
Impeller	: 4,5 inches



21. *Centrifuge Pump (L-241)*

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak klorinasi.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Suhu operasi	: 27 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,696 psia
Rate	: 2.383,6758 kg/jam = 5.255,0518 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{5255,0518 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \end{aligned}$$

$$= 84,4720 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} = 10,5323 \text{ gpm}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut Simpson (hal 186, Coulson and Richardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquidida sebesar

$$= 2,8526 \text{ m/s}$$

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquidida}} = \frac{0,0007 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0172 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{\text{Re}} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0172 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 57281,0878$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

$$D_{\text{optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1997})$$

$$= 293 \times (0,6621)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37}$$

$$= 18,3033 \text{ mm} = 0,7206 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3/4 in *schedule 80*

(Geankoplis. 1997)

$$D_i = 0,742 \text{ in} = 0,0188 \text{ m}$$

$$D_o = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 2,791\text{E-}04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0007 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 2,3807 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0188 \text{ m} \times 2,3807 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 52303,6890 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor } (f) = 0,0070$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,3807^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,5586 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (= 15 m

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 2,3807^2}{0,0188 \times 2} \\ &= 63,1504 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,3807^2}{2} \right| = 6,3760 \text{ J/kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,3807^2}{2} \right| = 0,9635 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α : (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,3807^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,8338 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *friktional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,5586 + 63,15 + 6,376 + 0,9635 + 2,8338 \\ &= 74,8823 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α : 1,0 berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (20 - 0) + 74,8823 = W_s$$

$$W_s = -271,0153 \text{ J/kg} = -271,0153 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{271,0153}{9,80665} = 27,6359 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 60%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{271,0153}{60\%} = 451,6921 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 0,6621 kg/s

$$= 451,6921 \times 0,6621 \text{ kg/s}$$

$$= 299,08 \text{ J/s}$$

$$= 299,08 \text{ Watt} = 0,4011 \text{ hp} \approx 0,50 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 60%

Daya pompa : 0,50 hp

Diameter pipa : 0,0188 m

Kapasitas pompa : 10,5323 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : AC5STS1V450B015C24

Manufacturer : Thompson Magnetic & Drum Chemical Pumps

Maximum Flow : 111 gpm

HP Standard : 1 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet : 1,5 inches

Outlet Connection Ty : Flange

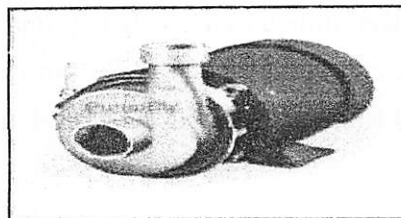
Outlet : 1,25 inches

Voltage : 230/460

Motor : TEFC

Speed : 3450 RPM

Impeller : 4,5 inches



22. Bak Klorinasi (F-240)

Fungsi : Membersihkan air dari kuman dengan penambahan gas Cl_2 100 gpm

Rate : 2.383,6758 kg/jam = 5.255,0518 lbm/jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,211 lbm/ft³

Viskositas = 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{5.255,0518 \text{ lbm/jam}}{62,211 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 84,4720 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} = 10,5323 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Waktu tinggal = 6 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume air} &= 2,3920 \text{ m}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 14,3520 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan :

- 80% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{14,3520}{80\%} = 17,9400 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$17,9400 = 60 X^3$$

$$X = 0,6687 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 0,6687 \text{ m} = 3,3434 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,6687 \text{ m} = 2,6748 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 0,6687 \text{ m} = 2,0061 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

Kebutuhan klor = volume air dengan konsentrasi 100 ppm atau 100 mg

$$\text{tiap 1 liter air} = 0,1 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan klor} &= 0,1 \text{ kg/m}^3 \times 17,9400 \text{ m}^3 \\ &= 1,79 \text{ kg/waktu tinggal}\end{aligned}$$

$$\text{kebutuhan klor per ha} = 24 \text{ jam} / \text{waktu tinggal} \times \text{Kebutuhan klor}$$

$$= 24 / 6 \times 1,79$$

$$= 7,176 \text{ kg/hari} = 2368,074 \text{ kg/tahun}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran : 4 × 3 × 2 m

Volume : 17,9400 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

23. Centrifuge Pump (L-242)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak klorinasi ke bak sanitasi
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Suhu operasi	: 27 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,696 psia
Rate	: 2.383,6758 kg/jam = 5.255,0518 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{5255,0518 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 84,4720 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} = 10,5323 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut

Simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu 27 °C, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar
= 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0007 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0172 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0172 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 57281,0878 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

4. Menentukan Diameter Optimum

Dalam perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5,14 dimana bahan digunakan *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned}D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\&= 293 \times (0,6621)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\&= 18,3033 \text{ mm} = 0,7206 \text{ in}\end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3/4 in *schedule 80*

(Geankoplis. 1997)

$$D_i = 0,742 \text{ in} = 0,0188 \text{ m}$$

$$D_o = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 2,791\text{E-}04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0007 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 2,3807 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\&= \frac{0,0188 \text{ m} \times 2,3807 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\&= 52303,6890\end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Kontraksi dari sungai ke pipa

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{2,3807^2}{2 \times 1,0} \right| = 1,5586 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($= 15 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 2,3807^2}{0,0188 \times 2} = 63,1504 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{2,3807^2}{2} \right| = 6,3760 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{2,3807^2}{2} \right| = 0,9635 \text{ J/kg}$$

5. Ekspansi mendadak dari pipa ke bak sedimentasi

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{2,3807^2}{2 \times 1,0} \right| = 2,8338 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 1,5586 + 63,15 + 6,376 + 0,9635 + 2,8338 \\ &= 74,8823 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (Ws)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 15 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$\rho_2 - \rho_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli

maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 74,8823 = W_s$$

$$W_s = -221,9820 \text{ J/kg} = -221,9820 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{221,9820}{9,80665} = 22,6359 \text{ m}$$

Dari grafik 5,6 hal 182 (Coulson & Richardson, 1993) didapatkan:

Pompa yang digunakan Pompa bertipe *Centrifugal Single stage 3500 rpm*

3. Menentukan tenaga penggerak pompa

Effisiensi pompa yang dipakai dapat ditentukan berdasarkan rnge 60-80%

(Coulson and Richardson. 1993)

maka effisiensinya (η) = 60%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{221,9820}{60\%} = 369,9700 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masu = 0,6621 kg/s

$$= 369,9700 \times 0,6621 \text{ kg/s}$$

$$= 244,97 \text{ J/s}$$

$$= 244,97 \text{ Watt} = 0,3285 \text{ hp} \approx 0,50 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin ke peralatan.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 60%

Daya pompa : 0,50 hp

Diameter pipa : 0,0188 m

Kapasitas pompa : 10,5323 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe : AC5STS1V450B015C24

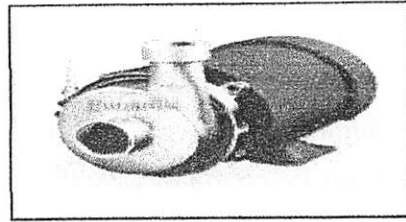
Manufacturer : Thompson Magnetic & Drum Chemical Pumps

Maximum Flow : 111 gpm

HP Standard : 1 hp

Inlet Connection Type : Flange

Inlet	: 1,5 inches
Outlet Connection Ty	: Flange
Outlet	: 1,25 inches
Voltage	: 230/460
Motor	: TEFC
Speed	: 3450 RPM
Impeller	: 4,5 inches



25. Bak sanitasi (D-243)

Fungsi	: Tempat penampungan air sanitasi
Rate	: 2.383,6758 kg/jam = 5.255,0518 lbm/jam
Densitas	= 996,52 kg/m ³ = 62,211 lbm/ft ³
Viskositas	= 0,8549 cp = 0,0006 lbm/ft.s = 0,0009 kg/m.s

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{5.255,0518 \text{ lbm/jam}}{62,211 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 84,4720 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} = 10,5323 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 2,3920 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 19,1360 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 80% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{19,1360}{80\%} = 23,9199 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk silinder horizontal dengan rasio :

Ditentukan $L_s = 1,5 d$

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$23,9199 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 d$$

$$23,9199 = 1,1775 d^3$$

$$d^3 = 20,3142 \text{ m}^3$$

$$d = 2,7286 \text{ m}$$

jadi $L_s = 1,5 d$

$$= 1,5 \times 2,7286 = 4,0928 \text{ m}$$

Spesifikasi bak sanitasi :

Fungsi	: Tempat penampungan air sanitasi
Diameter	: 2,7286 m
Tinggi	: 4,0928 m

Kapasitas : 23,920 m³

Bahan konstruks : Beton

Jumlah : 1 buah

3. Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik di pra rencana pabrik klorobenzen, rencananya diperoleh dari PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan dipergunakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain.

A. DAERAH PROSES PRODUKSI

Tabel 8.1. Pemakaian daya pada peralatan proses

No.	Kode Alat	Nama Alat	HP
1	L - 112 A	Pompa C ₆ H ₆	1
2	L - 123	Pompa NaOH	1
3	G - 114	Ekspander	2
4	L - 121 B	Pompa ke storage Cl ₂	1
5	L - 121	Pompa ke Netralizer	1
6	L - 131	Pompa ke Decanter	1
7	L - 133	Pompa ke Destilasi I	1
8	L - 145 A	Pompa ke Destilasi II	1
9	L - 142 A	Pompa ke Storage C ₆ H ₄ Cl ₂	1
10	L - 145 B	Pompa ke Storage C ₆ H ₆	1
11	L - 142 B	Pompa ke Storage C ₆ H ₅ Cl	1
Jumlah			12

B. Daerah Pengolahan

Tabel 8.2. Pemakaian daya pada peralatan pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	HP
1	L - 217	Pompa ke bak sedimentasi	5
2	L - 215	Pompa ke skimmer	2
3	L - 213	Pompa ke Clarifier	2
4	L - 211	Pompa ke sand filter	2
5	L - 233	Pompa ke bak air pendingin	3
6	L - 231	Pompa ke peralatan	3
7	L - 221	Pompa ke kation	1
8	L - 224	Pompa ke daerator	1
9	L - 226	Pompa ke oiler	1
10	L - 241	Pompa ke bak kloronasi	1
11	L - 242	Pompa ke bak sanitasi	1
Jumlah			22

Jadi total kebutuhan untuk motor penggerak

$$\begin{aligned}
 &= 12 + 22 \\
 &= 34 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ KWH/HP} \\
 &= 25,354 \text{ KWH}
 \end{aligned}$$

C. Perincian Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Untuk keperluan penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal tanah dengan menggunakan rumus:

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

- Dimana - L = Lumen Outlet - U = Koefisien Utilitas (0,8)
 - A = Luas Daerah (ft²) - D = Efisiensi rata - rata penerangan
 - F = Foot Candle

Tabel 8.3. Kebutuhan daya untuk penerangan

No.	Bangunan	Luas		Candle	Lumen
		m ²	ft ²		
1.	Parkir tamu	100	1076,365	10	10763,65
2.	Pos keamanan	50	538,182	5	2690,91
3.	Mushola	150	1614,547	10	16145,47
4.	Pemadam kebakaran	300	3229,095	30	96872,84
5.	Taman	400	4305,459	25	107636,49
6.	Aula	500	5381,824	15	80727,36
7.	Poliklinik	225	2421,821	10	24218,21
8.	Perpustakaan	150	1614,547	15	24218,21
9.	Toilet	200	2152,730	5	10763,65
10.	Kantin	200	2152,730	10	21527,30
11.	Parkir karyawan	100	1076,365	5	5381,82
12.	Area perkantoran	1500	16145,47	30	484364,19
13.	Storage C ₆ H ₆	300	3229,095	10	32290,95
14.	Storage NaOH	100	1076,365	10	10763,65
15.	Storage FeCl ₃	100	1076,365	10	10763,65
16.	Storage Cl	300	3229,095	10	32290,95
17.	Laboratorim	200	2152,730	15	32290,95
18.	Bengkel	200	2152,730	15	32290,95
19.	Gudang	200	2152,730	5	10763,65
20.	Pembuangan sampah	25	269,091	5	1345,46
21.	Area olahraga	900	9687,284	10	96872,84
22.	Storage C ₆ H ₄ Cl ₂	300	3229,095	10	32290,95

23.	Storage C ₆ H ₅ Cl	300	3229,095	10	32290,95
24.	Garasi	100	1076,365	5	5381,82
25.	Utilitas	2400	25832,76	15	387491,35
26.	Unit pengolahan limbah	200	2152,730	10	21527,30
27.	bakar	300	3229,095	10	32290,95
28.	Ruang boiler	200	2152,730	10	21527,30
29.	Unit listrik dan ganset	5000	53818,24	10	538182,43
30.	Perluasan pabrik	3750	40363,68	5	201818,41
31.	Halaman dan jalan	5000	53818,24	5	269091,22
32.	Ruang kontrol	100	1076,365	25	26909,12
33.	Area proses	7500	80727,36	25	2018184,12
Total		31350	337440,4	400	4731969,03

Tabel 8.4. Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000

No.	Bangunan	Lumen	Jumlah Lampu
1.	Taman, halaman, jalan	376727,70	38
2.	Utilitas	387491,35	39
3.	Area proses	2018184,12	202
4.	Gudang	10763,65	1
5.	Gudang Produk	64581,89	6
6.	Boiler	21527,30	2
7.	Pengolahan Limbah	21527,30	2
8.	Tempat parkir	16145,47	2
9.	Bengkel	32290,95	3
Total		2916948,78	292

Listrik yang dibutuhkan = 292 kW × 250 = 72,9237 kW

Tabel 8.5. Penggunaan lumen Fluorescant 40 watt dengan lumen output 1960

No.	Bangunan	Lumen	Jumlah Lampu
1.	Laboratorium	32290,95	16
2.	Ruang kontrol	26909,12	14
3.	Kantor	484364,19	247
4.	Poliklinik	24218,21	12
5.	Bahan baku	86109,19	44
6.	Aula	80727,36	41
7.	Perpustakaan	24218,21	12
8.	Mushola	16145,47	8
9.	Kantin	21527,30	11

12.	Garasi	5381,82	3
13.	Unit listrik dan ganset	538182,43	275
14.	Gudang bahan bakar	32290,95	16
Total		1372365,20	700

Listrik yang dibutuhkan = $700 \text{ kW} \times 40 = 28,0075 \text{ kW}$

Tabel 8.5. Penggunaan lumen Fluorescant 20 watt dengan lumen output 800

No.	Bangunan	Lumen	Jumlah Lampu
1.	Pos keamanan	2690,91	3
2.	Pemadam kebakaran	96872,84	121
3.	Toilet	10763,65	13
4.	Pembuangan sampah	1345,46	2
5.	Area olahraga	96872,84	121
6.	Perluasan pabrik	201818,41	252
Total		410364,10	513

Listrik yang dibutuhkan = $513 \text{ kW} \times 40 = 20,5182 \text{ kW}$

- kebutuhan listrik untuk penerang = $72,9237 + 28,0075 + 20,5182$
= $121,4494 \text{ kW}$
- kebutuhan listrik seperti pemakaian komputer, mesin fotocopy, mesin fax, Ac, kulkas kipas angin, dll sebesar = 2 kW

Total Kebutuhan Listrik

Untuk proses = $25,3538 \text{ kW}$

Untuk penerangan = $121,4494 \text{ kW}$

Untuk lain-lain = 2 kW

Total Kebutuhan Listrik = $148,8032 \text{ kW}$

Safety faktor 10% dari totalkebutuh = $1,1 \times 148,8032 \text{ kW} = 163,6835 \text{ kW}$

Kebutuhan listrik disuplai dari generator

Power faktor untuk generator = 80%

Power yang harus dibangkitkan oleh generator, adalah :

$$= \frac{163,6835}{80\%} = 204,6044 \text{ kW} = 205 \text{ kW}$$

Digunakan generator yang digunakan pembangl = 205 kVA

Listrik didapat dari PLN sedangkan bila ada kematian listrik digunakan generator.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Jenis bahan bakar yang digunakan adalah diesel (solar) perhitungan jumlah bahan bakar yang digunakan:

Daya generator = $205 \text{ kVA} = 204604,4 \text{ W}$

$$\text{Daya generator} = \frac{204604,3695}{0,29307} = 698141,6370 \text{ Btu/jam}$$

Heating value minyak residu = 19200 Btu/lb

Maka jumlah minyak yang dibutuhkan adalah :

$$= \frac{698141,6370}{19200} = 36,3615 \text{ lb/jam} = 16,4932 \text{ kg/jam}$$

Densitas solar = 0,8 kg/L

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{16,4932}{0,8} = 20,6165 \text{ L/jam} = 494,7970 \text{ L/hari}$$

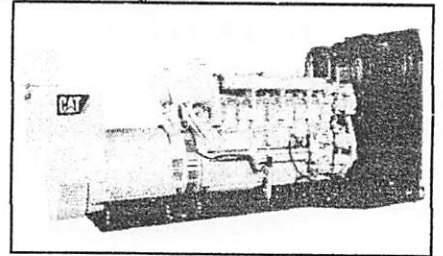
Spesifikasi Alat :

Generator (P -250)

Tipe Generator = AC Generator 3 phase
 Kapasitas = 205 KVA ; 380/220 Volt
 Power Faktor = 80%
 Frekuensi = 200 Hz
 Phase = 3 phase
 Penggerak = diesel oil (solar)
 Jumlah = 1 buah

Generator distandardkan dengan yang ada di pasaran yaitu :

Type = 3516
 Manufacturer = Caterpillar
 Power = 2000 KVA
 Power Faktor = 0,8
 Panjang : 6233.2 mm = 245.4 in
 Lebar : 2286.0 mm = 90 in
 Tinggi : 2342.0 mm = 92.2 in
 Berat : 17.708 kg



Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar untuk boiler dan generator
 Type : fixed roof
 Bahan : HAS SA 240 Grade A
 Dasar Perancangan :
 Suhu 30°C dengan tekanan 14,7 psi
 waktu = 30 hari
 Rate : 181,2707 L/jam
 Densitas = 0,48 g/cm³ = 480 kg/m³ = 0,0300 lbm/ft³
 Viskositas = 1,637 cp = 0,0011 lbm/ft.s = 0,0016 kg/m.s

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= 181,2707 \text{ L/jam} \\
 &= 6,4015 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0018 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 0,0031 \text{ in}^3/\text{s} = 0,7982 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan bakar} &= 0,1813 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari} \\
 &= 130,5149 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diasumsikan :

- Volume isi = 80% volume tangki
- Volume ruang kosong = 20% volume tangki

maka volume tangki :

$$\begin{aligned}
 V_T &= \frac{100\%}{80\%} \times 130,5149 \\
 &= 163,143595 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah *standard dished*

Menentukan Dimensi tangki clarifier :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\
 &= \left[\frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right] + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s
 \end{aligned}$$

dimana : $\tan 1/2 \alpha = 1,7321$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$V_{\text{total}} = 0,0755 D_i^3 + 1,1775 D_i^3$$

$$163,1436 = 1,2530 D_i^3$$

$$D_i^3 = 130,1988 \text{ m}^3$$

$$D_i = 5,0684 \text{ m} = 16,62833 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = L_s = 1,5 D_i$$

$$= 1,5 \times 5,0684 = 7,6026 \text{ m} = 24,9425 \text{ ft}$$

Menghitung tekanan design (Pi)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times L_s}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0300 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 24,943 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 0,0052 \text{ psia}$$

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

$$= 14,696 + 0,0052 = 14,696$$

$$= 0,0052 \text{ psig}$$

Direncanakan :

Bahan konstruksi : *High alloy steel SA - 240 grade B*

Type pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

maka didapatkan :

- Allowable stress = 17.500 psi (Brownell and Young, 1959)

- Effisiensi sambung = 0,8 (Brownell and Young, 1959)

- Faktor korosi = 1/16 in

Menentukan tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= \frac{0,0052 \times 16,628}{2 \times (17500 \times 0,80) - (0,6 \times 0,0052)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0625 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

Standardisasi D_o

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\ &= 199,5400 + 0,3750 \\ &= 199,9150 \text{ in} \\ &= 5,0779 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan $D_c = 204 \text{ in} = 5,1816 \text{ m}$ dan didapatkan data sebagai berikut :

$$i_c r = 12 \frac{1}{4} = 12,250 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned} D_i &= D_c - (2 \times t_s) \\ &= 204 - 0,3750 \\ &= 203,6250 \text{ in} = 16,969 \text{ ft} = 5,1721 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < 5,1$$

$$\begin{aligned} V_1 &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \end{aligned}$$

$$163,1436 \text{ m}^3 = 20,9991 L_s + 10,45063$$

$$L_s = 7,2714 \text{ ft} = 8,2568 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{2,2163 \text{ m}}{5,1721 \text{ m}} = 0,4285 \text{ (Memenuhi)}$$

Menentukan dimensi tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2} + C$$

dimana $d_e = D_i = 16,969$ ft dan $a = 120$

$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$= \frac{0,0052 \times 16,9688}{2 \times |17500 \times 0,80| - |0,6 \times 0,0052| \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0625 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

Untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah

$$hb = \frac{0,5 \times D_i}{\tan 1/2 \alpha}$$

$$= \frac{0,5 \times 203,6250 \text{ in}}{1,7321}$$

$$= 58,780 \text{ in} = 1,4930 \text{ m} = 4,8983 \text{ ft}$$

$$hb = hb + sf$$

$$= 58,780 + 1,5$$

$$= 60,280 \text{ in} = 1,5311 \text{ m} = 5,0233 \text{ ft}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki sebagai berikut :

Diameter Luar (Do)	= 204 in = 5,1816 m
Diameter Dalam (Di)	= 203,6250 in = 5,1721 m
Tinggi silinder (Ls)	= 299,3100 in = 7,6025 m
Tebal Silinder (ts)	= 0,1875 in = 0,0048 m
Tebal tutup bawah (t_{hb})	= 0,1875 in = 0,0048 m
Tinggi tutup bawah (hb)	= 60,280 in = 1,5311 m
Tinggi tangki (H)	= Tinggi (tutup bawah + silinder)
	= hb + Ls
	= 60,280 + 299,3100
	= 359,5898 in
	= 29,966 ft = 9,1336 m

BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Benzen (F-111 A)

Fungsi : Tangki penyimpanan benzene sebagai bahan baku utama
Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Volume tangki : 2892,5974 ft³
Diameter dalam : 143,6250 in
Diameter luar : 144 in
Tebal silinder : 3/16 in
Tinggi silinder : 287,3 in
Tebal tutup : 3/16
Tinggi tutup : 24,2726 in
Waktu tinggal : 5 hari
Jumlah : 3 buah

2. Pompa (L-112A)

Fungsi : memompa bahan baku benzene dari storage (F-111 A) ke heater (E-113 A)
Tipe : pompa sentrifugal
Bahan konstruksi : Carbon steel
Daya : 0,5 Hp
Jumlah stage : single stage
Diameter dalam : 1,0490 in
Diameter luar : 1,3150 in
Jumlah : 1 buah

3. Heater C₆H₆

Fungsi : Memanaskan C₆H₆ sebelum masuk ke reaktor (R-110)
Tipe : Doble Pipe Exchanger
Jumlah : 1 buah
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Diameter luar luar pipa (d_o)	: 1,38 in
Diameter dalam pipa (d_i)	: 1,66 in
Panjang pipa (l)	: 168 in
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 1,5 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 1,19 in ²
Diameter dalam annulus ($d_{e'}$)	: 0,40 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 0,915 in

4. Storage Cl₂ (F-111 B)

Fungsi	: Tangki penyimpanan Cl ₂ sebagai bahan baku utama
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 11837,096 ft ³
Diameter tangki	: 239,625 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 479,25 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup atas	: 40,4966 in
Waktu tinggal	: 5 hari
Jumlah	: 4 buah

5. Ekspander (G-114)

Fungsi	: menurunkan tekanan gas Cl ₂ dari 9 atm menjadi 1 atm
Tipe	: multi stage reciprocating expander
Bahan konstruksi	: Carboon steel
Massa laju alir	: 3173,2371 lb/jam
Efisiensi	: 80%
Daya	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah

6. Heater Cl₂ (E-113B)

Fungsi	: Memanaskan C ₆ H ₆ sebelum masuk ke reaktor (R-110)
Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carboon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 1,38 in
Diameter dalam pipa (di)	: 1,66 in
Panjang pipa (<i>l</i>)	: 156 in
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (Ap)	: 1,5 in ²
Luas permukaan annulus (Aan)	: 2,63 in ²
Diameter dalam annulus (de')	: 0,81 in
Diameter luar annulus (de)	: 2,02 in

7. Bin FeCl₃ (F-115)

Fungsi	: Tangki penyimpanan FeCl ₃ sebagai bahan katalis
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas flat dan tutup bawah berbentuk conical
Bahan konstruksi	: High alloy steel SA-240 Grade C tipe 347
Volume tangki	: 1704,392 ft ³
Diameter dalam	: 137,625 in
Diameter luar	: 138 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 206,4375 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup bawah:	39,7289 in
Waktu tinggal	: 30 hari
Jumlah	: 1 buah

8. Reaktor (R-110)

Fungsi	: Mereaksikan Cl ₂ dan C ₆ H ₆ dengan bantuan katalis FeCl ₃
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah berbentuk conical
Bahan konstruksi	: High alloy steel SA-240 Grade M tipe 316

Volume tangki : 179,2167 ft³
 Diameter dalam : 137,625 in
 Diameter luar : 65,625 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 78,2083 in

Reaktor sebagai perancangan alat utama dikerjakan oleh Wahyu Sri Sudewi (09.14.018) dapat dilihat pada bab VI

9. Absorber (D-117)

Fungsi : Tempat berlangsungnya proses absorpsi antara Cl₂ dan HCl untuk memisahkan Cl₂ dari HCl
 Tipe : Silinder vertical dengan tutup atas dan bawah elisodia (Pocked Column)
 Bahan konstruksi : Stainless steel SS -63 Grade A
 Laju alir gas (G) : 879,5679 kg/jam
 Laju alir (L) : 880,0480 kg/jam
 Diameter absorber : 10,1662 in
 Tebal dinding : 1 ½ in
 Tinggi absorber : 531,492 in

10. Kompresor (L-118)

Fungsi : memompa gas Cl₂ dari absorber (D-117) ke ekspander (G-114)
 Tipe : multi stage reciprocating compresor
 Bahan kontruksi : Carboon steel
 Daya : 1 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 3,0680 in
 Diameter luar : 3,5 in
 Jumlah : 1 buah

11. Pompa HCl (L-112B)

Fungsi : memompa gas Cl₂ dari absorber (D-117) ke tangki penampung HCl (F-119)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan kontruksi : Carboon steel

Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 1,0490 in
Diameter luar	: 1,315 in
Jumlah	: 1 buah

12. Storage HCl (F-119)

Fungsi	: Tangki penyimpanan HCl sebagai hasil samping 40,23%
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 7289,854 ft ³
Diameter tangki	: 203,6250 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 407,25 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup atas	: 34,4126 in
Waktu tinggal	: 5 hari
Jumlah	: 1 buah

13. Storage NaOH 40%

Fungsi	: Tangki penyimpanan NaOH 40% sebagai bahan penetralisir HCl
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 925,1563 ft ³
Diameter dalam	: 101,625 in
Diameter luar	: 102 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 203,25 in
Tebal tutup	: 3/16

Tinggi tutup atas : 17,1746 in
 Waktu tinggal : 7 hari
 Jumlah : 1 buah

14. Pompa NaOH 40% (L-123)

Fungsi : memompa NaOH 40% dari storage NaOH (F-122) ke mixer (M-124)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan konstruksi : Carbon steel
 Daya : 0,5 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 0,364 in
 Diameter luar : 0,54 in
 Jumlah : 1 buah

15. Tangki Pencampur NaOH (M-124)

Fungsi : membuat larutan NaOH 40% menjadi 20% dengan penambahan air
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas dan bawah *standard dished*
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Jenis pengelasan : double welded butt joint
 Volume tangki : 9,9808 ft³
 Diameter dalam : 23,625 in
 Diameter luar : 24 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 34,5441 in
 Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup : 3,9926 in
 Tinggi total : 45,3537 in
 Jumlah : 1 buah

16. Heater (E-125)

Fungsi : Memanaskan NaOH 20% sebelum masuk ke reaktor tangki neutralizer (R-120)

Tipe : Doble Pipe Exchanger
 Jumlah : 1 buah
 Bahan konstruksi : Carboon steel SA-53 grade B
 Diameter luar luar pipa (d_o) : 1,38 in
 Diameter dalam pipa (d_i) : 1,66 in
 Panjang pipa (L) : 168 in
 Jumlah hair pain (N) : 1 buah
 Luas permukaan pipa (A_p) : 1,5 in²
 Luas permukaan annulus (A_{an}) : 1,19 in²
 Diameter dalam annulus (d_e') : 0,40 in
 Diameter luar annulus (d_e) : 0,915 in

17. Pompa (L-121)

Fungsi : memompa hasil reaksi di reactor (R-110) ke tangki neutralizer (R-120)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan kontruksi : Carboon steel
 Daya : 0,5 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 1,0490 in
 Diameter luar : 1,315 in
 Jumlah : 1 buah

18. Tangki neutralizer (R-120)

Fungsi : menetralkan HCl sisa reaksi dari reactor (R-110)
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas *standard* *dished* dan bawah conical
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 1. Bagian tangki
 Volume tangki : 29,1805 ft³
 Diameter dalam : 23,625 in
 Diameter luar : 24 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 49,9487 in

Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup atas : 5,6826 in
 Tinggi tutup bawah: 9,7067 in
 Tinggi total : 65,3380 in
 Jumlah : 1 buah

2. Bagian Pengaduk

Tipe : six blades dengan four baffles
 Diameter impeller : 13,45 in
 Tinggi impeller dari dasar bejana : 11,207 in
 Lebar impeler : 2,69 in
 Panjang impeler : 3,3625 in
 Jumlah pengaduk : 1 buah

3. Dimensi jaket

Diameter luar : 66 in
 Diameter dalam : 65,625 in
 Tinggi silinder : 74,797 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi tutup bawah : 18,9443 in
 Tinggi total jaket : 95,716 in

19. Pompa (L-131)

Fungsi : memompa hasil reaksi di neutralizer (R-120) ke decanter (H-132)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan konstruksi : Carboon steel
 Daya : 0,5 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 1,278 in
 Diameter luar : 1,660 in
 Jumlah : 1 buah

20. Decanter (H-132)

- Fungsi : Memisahkan NaCl dari campuran bahan yang akan masuk ke destilasi I
- Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished*
- Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
- Jenis pengelasan : double welded butt joint
- Volume tangki : 24,10495 ft³
- Diameter dalam : 31,625 in
- Diameter luar : 32 in
- Tebal silinder : 3/16 in
- Tinggi silinder : 34,4249 in
- Tebal tutup : 3/16
- Tinggi tutup : 7,1046 in
- Jumlah : 1 buah

21. Pompa (L-131)

- Fungsi : memompa hasil pemisahan di neutralizer (H-132) ke destilasi I (D-130)
- Tipe : pompa centrifugal
- Bahan konstruksi : Carbon steel
- Daya : 0,5 Hp
- Jumlah stage : single stage
- Diameter dalam : 2,067 in
- Diameter luar : 2,375 in
- Jumlah : 1 buah

22. Distilasi I (D-130)

- Fungsi : Memisahkan C₆H₅Cl₂ dari campuran bahan
- Tipe : Sieve tray
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
- Tinggi silinder : 488,0160 in
- Diameter dalam : 65,5 in
- Diameter luar : 66 in

Tebal silinder : 4/16 in
 Tebal tutup : 4/16 in
 Tinggi tutup : 13,8535 in
 Jumlah tray : 18 buah

Perancangan alat utama dikerjakan Indah Yuni Puji Lestari (09.14.022) di bab VI

23. Kondensor Distilasi I (E-141A)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan top produk yang keluar dari distilasi I yang akan dibawa ke distilasi II (D-140)
 Tipe : Sieve tray
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Diameter : 46,968 in
 Panjang : 70,452 in
 Nt : 18 buah
 Jumlah : 1 buah

24. Akumulator Distilasi I (F-142 A)

Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 A) pada destilasi I
 Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished*
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-167 Grade 3 type 304
 Jenis pengelasan : double welded butt joint
 Volume tangki : 79,13681 ft³
 Diameter dalam : 47,625 in
 Diameter luar : 48 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 71,4375 in
 Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup : 9,8381 in
 Jumlah : 1 buah

25. Pompa (L-143 A)

Fungsi : memompa hasil dari tangki akumulator (F-142 A) ke cooler (E-144 A)

Tipe : pompa centrifugal

Bahan konstruksi : Carboon steel

Daya : 0,5 Hp

Jumlah stage : single stage

Diameter dalam : 1,61 in

Diameter luar : 1,9 in

Jumlah : 1 buah

26. Cooler (E-144 A)

Fungsi : Mendinginkan campuran C_6H_6 dan $C_6H_5Cl_2$ sebelum masuk ke destilasi II (D-140)

Tipe : Doble Pipe Exchanger

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Carboon steel SA-53 grade B

Diameter luar luar pipa (d_o) : 1,38 in

Diameter dalam pipa (d_i) : 1,66 in

Panjang pipa (l) : 47 in

Jumlah hair pain (N) : 1 buah

Luas permukaan pipa (A_p) : 1,5 in²

Luas permukaan annulus (A_{an}) : 1,19 in²

Diameter dalam annulus (d_e') : 0,40 in

Diameter luar annulus (d_e) : 0,915 in

27. Reboiler (E-134)

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian liquida yang keluar dari bottom produk Destilasi I (D-130)

Tipe : Shell & Tube

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316

Diameter : 46,968 in

Panjang : 70,452 in

Volume : 847,25 ft³

Nt : 18 buah
 Jumlah : 1 buah

28. Pompa (L-135)

Fungsi : memompa hasil bawah destilasi I (D-130) ke cooler (E-136)
 Tipe : pompa centrifugal
 Bahan konstruksi : Carboon steel
 Daya : 0,5 Hp
 Jumlah stage : single stage
 Diameter dalam : 0,269 in
 Diameter luar : 0,405 in
 Jumlah : 1 buah

29. Cooler (E-136)

Fungsi : Mendinginkan produk bawah berupa $C_6H_5Cl_2$
 Tipe : Doble Pipe Exchanger
 Jumlah : 1 buah
 Bahan konstruksi : Carboon steel SA-53 grade B
 Diameter luar luar pipa (do) : 1,38 in
 Diameter dalam pipa (di) : 1,66 in
 Panjang pipa (l) : 48 ft
 Jumlah hair pain (N) : 1 buah
 Luas permukaan pipa (A_p) : 1,5 in²
 Luas permukaan annulus (A_{an}) : 1,19 in²
 Diameter dalam annulus ($d_{e'}$) : 0,40 in
 Diameter luar annulus (d_e) : 0,915 in

30. Storage $C_6H_5Cl_2$ (F-137)

Fungsi : Tangki penyimpanan produk bawah $C_6H_5Cl_2$ sebagai hasil samping
 Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Jenis pengelasan : double welded butt joint
 Volume tangki : 506,8026 ft³

Diameter tangki : 25,625 in
 Tebal silinder : 3/16 in
 Tinggi silinder : 51,52 in
 Tebal tutup : 3/16
 Tinggi tutup atas : 4,3306 in
 Waktu tinggal : 15 hari
 Jumlah : 2 buah

31. Distilasi II (D-140)

Fungsi : Memisahkan C_6H_5Cl dari C_6H_6
 Tipe : Sieve tray
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Tinggi silinder : 389,66 in
 Diameter dalam : 65,5 in
 Diameter luar : 66 in
 Tebal silinder : 4/16 in
 Tebal tutup : 4/16 in
 Tinggi tutup : 12,819 in
 Jumlah tray : 18 buah
 Tray spacing : 21,648 in

32. Kondensor Distilasi II (E-141B)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan top produk yang keluar dari distilasi II (D-140)
 Tipe : Shell & Tube
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade M type 316
 Diameter : 46,968 in
 Panjang : 70,452 in
 Nt : 18 buah
 Volume : 847,56 in
 Jumlah : 1 buah

33. Tangki akumulator ((F-142 B)

- Fungsi : Menampung distilat yang keluar dari kondensor (E-141 B) pada destilasi II
- Tipe : Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished*
- Bahan konstruksi : Carbon steel SA-167 Grade 3 type 304
- Jenis pengelasan : double welded butt joint
- Volume tangki : 3,5162 ft³
- Diameter dalam : 17,625 in
- Diameter luar : 18 in
- Tebal silinder : 3/16 in
- Tinggi silinder : 26,4375 in
- Tebal tutup : 3/16
- Tinggi tutup : 4,7128 in
- Jumlah : 1 buah

34. Pompa (L-143 B)

- Fungsi : memompa hasil top produk destilasi II (D-140) ke cooler (E-144 B)
- Tipe : pompa centrifugal
- Bahan konstruksi : Carbon steel
- Daya : 0,5 Hp
- Jumlah stage : single stage
- Diameter dalam : 0,364 in
- Diameter luar : 0,540 in
- Jumlah : 1 buah

35. Cooler (E-144 B)

- Fungsi : Mendinginkan produk atas berupa C₆H₆
- Tipe : Doble Pipe Exchanger
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B
- Diameter luar pipa (do) : 3,50 in
- Diameter dalam pipa (di) : 3,07 in

Panjang pipa (l)	: 47 ft
Jumlah hair pain (N)	: 1 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 7,4 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 3,14 in ²
Diameter dalam annulus (d_e')	: 0,53 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 1,140 in

36. Storage C₆H₆ (F-146)

Fungsi	: Menampung distilat yang berupa C ₆ H ₆
Tipe	: Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 659,8444 ft ³
Diameter dalam	: 31,625 in
Diameter luar	: 32 in
Tebal silinder	: 3/16 in
Tinggi silinder	: 63,25 in
Tebal tutup	: 3/16
Tinggi tutup atas	: 5,3446 in
Waktu tinggal	: 15 hari
Jumlah	: 2 buah

37. Reboiler (E-145)

Fungsi	: Menguapkan kembali sebagian liquida yang keluar dari bottom produk Destilasi II (D-140)
Tipe	: Shell & Tube
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Diameter	: 46,968 in
Panjang	: 70,452 in
Volume	: 847,56 ft ³

38. Pompa (L-143 C)

Fungsi	: memompa hasil bottom produk destilasi II (D-140) ke cooler (E-144 C)
Tipe	: pompa centrifugal
Bahan konstruksi	: Carboon steel
Daya	: 0,5 Hp
Jumlah stage	: single stage
Diameter dalam	: 1,38 in
Diameter luar	: 1,66 in
Jumlah	: 1 buah

39. Cooler (E-144 C)

Fungsi	: Mendinginkan produk atas berupa C_6H_5Cl
Tipe	: Doble Pipe Exchanger
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carboon steel SA-53 grade B
Diameter luar luar pipa (do)	: 3,50 in
Diameter dalam pipa (di)	: 3,07 in
Panjang pipa (L)	: 22 ft
Jumlah hair pain (N)	: 3 buah
Luas permukaan pipa (A_p)	: 7,4 in ²
Luas permukaan annulus (A_{an})	: 3,14 in ²
Diameter dalam annulus ($d_{e'}$)	: 0,53 in
Diameter luar annulus (d_e)	: 1,140 in

ISI

40. Storage C_6H_5Cl

Fungsi	: Menampung bottom produk yang berupa C_6H_5Cl
Tipe	: Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade M type 316
Jenis pengelasan	: double welded butt joint
Volume tangki	: 9037,9033 ft ³
Diameter dalam	: 71,625 in
Diameter luar	: 72 in

Tebal silinder : 3/8 in
Tinggi silinder : 142,5 in
Tebal tutup : 3/4 in
Tinggi tutup atas : 12,0413 in
Waktu tinggal : 15 hari
Jumlah : 3 buah



APPENDIK E

ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan 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 halaman 269 Ulrich, 1984 :

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

Dimε :

C_A = Tafsiran harga alat saat ini

C_B = Tafsiran alat pada tahun ke B

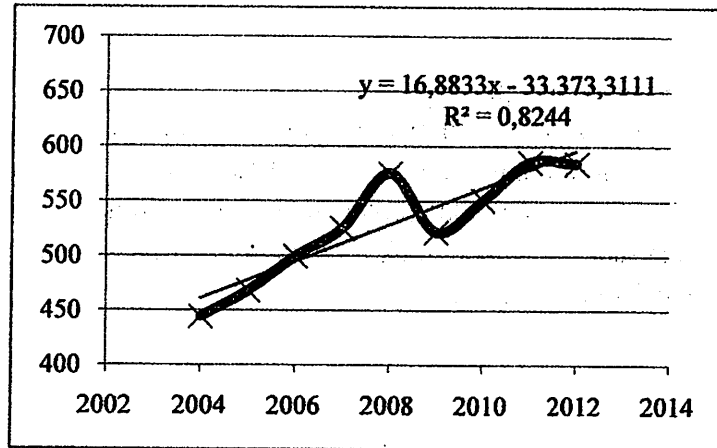
I_A = Indeks harga saat ini

I_B = Indeks harga pada tahun ke A

Tabel E.1. Indeks harga pada tahun sebelumnya

No.	Tahun (y)	Indeks harga (x)
1	2004	444,2
2	2005	468,2
3	2006	499,6
4	2007	525,4
5	2008	575,4
6	2009	521,9
7	2010	550,8
8	2011	585,7
9	2012	584,6

Kenaikan harga indeks pada tahun 2004-2012 diatas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawa ini :



Dari Grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah:

$$y = 16,8833 x - 33373,3111$$

Indeks harga pada tahun 2018 ($x = 2018$)

$$y = 697,1883$$

dimana indeks acuan pada tahun 2007 = 525,4

Daftar peralatan pabrik yang didesain:

No	Nama Peralatan	Kode	Bahan Konstruksi	Jumlah
Alat Proses				
1	Storage (C ₆ H ₆)	F-111	SS	3
2	Pompa	L-112 A	SS	1
3	Heat Exchanger	E-113A	CS	1
4	Storage (Cl ₂)	F-111 B	SS	4
5	Ekspander	G-114	SS	1
6	Heat Exchanger	E-113 B	CS	1
7	Storage FeCl ₃	F-115	SS	1
8	Reaktor	R-110	SS	1
9	Cooler	E-116	CS	1
10	Absorber	D-117	SS	1
11	Blower	L-118	SS	1
12	Pompa	L-112 B	SS	1
13	Storage HCl	F-119	SS	1
14	Pompa	L-121	SS	1
15	Storage NaOH	F-122	SS	1
16	Pompa	L-123	SS	1
17	Tangki Pelarut	M-134	SS	1
18	Heat Exchanger	E-125	CS	1

19	Netralizer	R-120	SS	1
20	Pompa	L-131	SS	1
21	Dekanter	H-133	SS	1
22	Pompa	L-133	SS	1
23	Destilasi I	D-130	SS	1
24	Kondensor	E-141 A	SS	1
25	Akumulator	L-142 A	SS	1
26	Pompa	L-143 A	SS	1
27	Cooler	E-144 A	CS	1
28	Reboiler	E-134 A	SS	1
29	Pompa	L-135	SS	2
30	Pompa	L-136	SS	1
31	Storage C ₆ H ₄ Cl ₂	F-137	SS	2
32	Destilasi II	E-140	SS	1
33	Kondensor	E-141 B	SS	1
34	Akumulator	F-142 B	SS	1
35	Pompa	L-143 B	SS	1
36	Cooler	E-144 B	CS	1
37	Storage C ₆ H ₆	F-146	SS	2
38	Reboiler	E-145	SS	1
39	Pompa	E-143 C	SS	1
40	Cooler	L-143 C	CS	1
41	Storage C ₆ H ₅ Cl	E-147	SS	3
Alat Utilitas				
1	Centrifugal pump	L-217	SS	1
2	Bak sedimentasi	F-216	SS	1
3	Centrifugal pump	L-215	CS	1
4	Bak Skimmer	F-214	SS	1
5	Centrifugal pump	L-213	CS	1
6	Clarifier	M-212	SS	1
7	Sand Filter	H-210	SS	1
8	Bak Air Bersih	F-222	SS	1
9	Cation Exchanger	D-220 A	SS	1
10	Anion Exchanger	D-220 B	SS	1
11	Bak Air lunak	F-223	SS	1
12	Centrifugal pump	L-224	CS	1
13	Demineralisasi	D-225	SS	1
14	Centrifugal pump	L-226	CS	1
15	Boiler	Q-227	SS	1
16	Cooling tower	P-230	SS	1
17	Centrifugal pump	L-231	CS	1
18	Bak air pendingin	F-232	SS	1
19	Centrifugal pump	L-233	CS	1

20	Bak Klorinasi	F-242	SS	1
21	Centrifugal pump	L-241	CS	1
22	Centrifugal pump	L-242	CS	1
23	Bak Sanitasi	F-243	SS	1

B. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini maka dengan menggunakan metode penaksiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel E.2. dan peralatan Utilitas pada E.3. Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan diatas maka ;

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B } (C_{BM}) \times \frac{697,19}{525,4}$$

Tabel E.2 Daftar harga peralatan pabrik kitosan dimana harga alat didapat pada www.matche.com, yaitu harga alat pada tahun 2007, adalah sebagai berikut:

US \$ = 10.000 rupiah

No	Nama Peralatan	Kode	CBM	Harga Bahan Konstruksi	
				\$	Rp
Alat Proses					
1	Storage (C ₆ H ₆)	F-111	109.000	433.918,11	4.339.181.083
2	Pompa	L-112 A	5300	7.032,92	70.329.235
3	Heat Exchanger	E-113A	1000	1.326,97	13.269.667
4	Storage (Cl ₂)	F-111 B	112800	598.727,37	5.987.273.715
5	Ekspander	G-114	16000	21.231,47	212.314.671
6	Heat Exchanger	E-113 B	1000	1.326,97	13.269.667
7	Storage FeCl ₃	F-115	76000	100.849,47	1.008.494.686
8	Reaktor	R-110	148000	196.391,07	1.963.910.704
9	Cooler	E-116	1200	1.592,36	15.923.600
10	Absorber	D-117	71000	94.214,64	942.146.351
11	Blower	L-118	2800	3.715,51	37.155.067
12	Pompa	L-112 B	5100	6.767,53	67.675.301
13	Storage HCl	F-119	99790	132.418,01	1.324.180.062
14	Pompa	L-121	15600	20.700,68	207.006.804
15	Storage NaOH	F-122	72700	96.470,48	964.704.785
16	Pompa	L-123	5000	6.634,83	66.348.335
17	Tangki Pelarut	M-134	168000	222.930,40	2.229.304.043
18	Heat Exchanger	E-125	1300	1.725,06	17.250.567
19	Netralizer	R-120	134000	177.813,54	1.778.135.367
20	Pompa	L-131	4900	6.502,14	65.021.368
21	Dekanter	H-133	75600	100.318,68	1.003.186.819
22	Pompa	L-133	5100	6.767,53	67.675.301

23	Destilasi I	D-130	200500	266.056,82	2.660.568.218
24	Kondensor	E-141 A	1200	1.592,36	15.923.600
25	Akumulator	L-142 A	6100	8.094,50	80.944.968
26	Pompa	L-143 A	5400	7.165,62	71.656.201
27	Cooler	E-144 A	1300	1.725,06	17.250.567
28	Reboiler	E-134 A	1350	1.791,41	17.914.050
29	Pompa	L-135	5300	14.065,85	140.658.469
30	Pompa	L-136	5300	7.032,92	70.329.235
31	Storage C ₆ H ₄ Cl ₂	F-137	99900	265.127,95	2.651.279.451
32	Destilasi II	E-140	200050	265.459,69	2.654.596.867
33	Kondensor	E-141 B	1400	1.857,75	18.577.534
34	Akumulator	F-142 B	6100	8.094,50	80.944.968
35	Pompa	L-143 B	5100	6.767,53	67.675.301
36	Cooler	E-144 B	1300	1.725,06	17.250.567
37	Storage C ₆ H ₆	F-146	65100	172.771,06	1.727.710.633
38	Reboiler	E-145	1300	1.725,06	17.250.567
39	Pompa	E-143 C	5000	6.634,83	66.348.335
40	Cooler	L-143 C	1500	1.990,45	19.904.500
41	Storage C ₆ H ₅ Cl	E-147	123800	492.835,43	4.928.354.294
TOTAL					37.718.895.525
Alat Utilitas					
1	Centrifugal pump	L-217	6.100	8.094,50	80.944.968
2	Bak sedimentasi	F-216	5700	7.563,71	75.637.101
3	Centrifugal pump	L-215	5400	7.165,62	71.656.201
4	Bak Skimmer	F-214	6450	8.558,94	85.589.352
5	Centrifugal pump	L-213	5100	6.767,53	67.675.301
6	Clarifier	M-212	15400	20.435,29	204.352.871
7	Sand Filter	H-210	6780	8.996,83	89.968.342
8	Bak Air Bersih	F-222	10500	13.933,15	139.331.503
9	Cation Exchanger	D-220 A	41000	54.405,63	544.056.344
10	Anion Exchanger	D-220 B	41000	54.405,63	544.056.344
11	Bak Air lunak	F-223	6500	8.625,28	86.252.835
12	Centrifugal pump	L-224	5100	6.767,53	67.675.301
13	Demineralisasi	D-225	6700	8.890,68	88.906.768
14	Centrifugal pump	L-226	5300	7.032,92	70.329.235
15	Boiler	Q-227	27000	35.828,10	358.281.007
16	Cooling tower	P-230	85000	112.792,17	1.127.921.688
17	Centrifugal pump	L-231	5100	6.767,53	67.675.301
18	Bak air pendingin	F-232	5600	7.431,01	74.310.135
19	Centrifugal pump	L-233	5100	6.767,53	67.675.301
20	Bak Klorinasi	F-242	5650	7.497,36	74.973.618
21	Centrifugal pump	L-241	5400	7.165,62	71.656.201
22	Centrifugal pump	L-242	5100	6.767,53	67.675.301

23	Bak Sanitasi	F-243	8600	11.411,91	114.119.136
TOTAL					4.240.720.154

Total harga alat = Rp. 41.959.615.679,12

Dengan faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka:

Harga peralatan total = 120% x Total Harga

= Rp. 50.351.538.814,94

C. Biaya Bahan Baku

1. Benzene

Kebutuhan perjam = 1.439,437 kg

Harga per kg = Rp. 16.000

Biaya per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga

= Rp. 165.823.119.360

2. Klorine

Kebutuhan perjam = 1.582,97 kg

Harga per kg = Rp. 18.000

Biaya per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga

= Rp. 82.061.067.424

3. Katalis FeCl₃

Kebutuhan/3 bln = 14,3944 kg

Harga per L = Rp. 11.000

Biaya per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga

= Rp. 1.254.037.340

4. NaOH 30%

Kebutuhan perjam = 264,738 kg

Harga per L = Rp. 5.000

Biaya per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga

= Rp. 9.530.554.415

Total harga bahan baku = Rp. 258.668.778.539

D. Biaya Utilitas

1. Listrik

Kebutuhan listrik per jam = 163,684 kW

Harga listrik per kW = Rp. 915

Biaya per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga

= Rp. 1.078.346.898

2. Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar/jam = 20,61654 L

Harga bahan bakar/L = Rp. 9.000

Biaya per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga

= Rp. 1.335.951.900

3. Tawas

Kebutuhan resin per jam = 3,923 kg
Harga resin per kg = Rp. 7.000
Harga per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga
= Rp. 197.699.040

4. Resin

Kebutuhan resin per jam = 9 kg
Harga resin per kg = Rp. 21.000
Harga per tahun = kebutuhan x 24 jam/hari x 300 hari/tahun x harga
= Rp. 1.312.021.465

Total biaya utilitas = Rp. 3.924.019.303

E. Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	17.000.000	17.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	13.000.000	13.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	10.000.000	10.000.000
4	Staf Litbang	2	5.000.000	10.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	6.000.000	6.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	6.000.000	6.000.000
7	Kepala Bagian Umum	1	6.000.000	6.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	6.000.000	6.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	6.000.000	6.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	6.000.000	6.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	6.000.000	6.000.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	6.000.000	6.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	6.000.000	6.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	6.000.000	6.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	6.000.000	6.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	6.000.000	6.000.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	6.000.000	6.000.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	6.000.000	6.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	6.000.000	6.000.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	6.000.000	6.000.000
21	Kepala Seksi Gudang	1	6.000.000	6.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	6.000.000	6.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	13	3.500.000	45.500.000
24	Karyawan Devisi QC	3	3.500.000	10.500.000
25	Karyawan Devisi bahan baku	2	3.500.000	7.000.000
26	Karyawan Devisi Utilitas	4	3.500.000	14.000.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	8	2.500.000	20.000.000
28	Karyawan Devisi Personalia	5	2.000.000	10.000.000
29	Karyawan Devisi Keamanan	6	2.000.000	12.000.000

30	Karyawan Devisi Administrasi	5	2.000.000	10.000.000
31	Karyawan Devisi Pembukuan	4	2.000.000	8.000.000
32	Karyawan Devisi Keuangan	4	2.000.000	8.000.000
33	Karyawan Devisi Penjualan	4	2.000.000	8.000.000
34	Karyawan Devisi Gudang	3	2.000.000	6.000.000
35	Karyawan Devisi Kesehatan	2	2.000.000	4.000.000
36	Karyawan Devisi Kebersihan	8	2.000.000	16.000.000
37	Sopir	4	1.250.000	5.000.000
38	Sekretaris	2	2.000.000	4.000.000
39	Karyawan pemadam Kebakaran	3	2.000.000	6.000.000
40	Dokter	2	2.500.000	5.000.000
Jumlah		105	Total	357.000.000

F. Perhitungan Harga Produk

1. Klorobenzene

$$\begin{aligned} \text{Produk per jam} &= 1.894,026 \text{ kg} = 1.706,3298 \text{ L} \\ \text{Harga/2,5 L} &= \text{Rp. } 28.000 \\ \text{Harga per tahun} &= \text{produk} \times 24 \text{ jam/hari} \times 300 \text{ hari/tahun} \times \text{harga} \\ &= \text{Rp. } 381.835.663.678 \end{aligned}$$

2. Diklorobenzene

$$\begin{aligned} \text{Produk per jam} &= 82,6439 \text{ kg} \\ \text{Harga per kg} &= \text{Rp. } 21.600 \\ \text{Harga per tahun} &= \text{produk} \times 24 \text{ jam/hari} \times 300 \text{ hari/tahun} \times \text{harga} \\ &= \text{Rp. } 12.852.779.797 \end{aligned}$$

3. Benzene

$$\begin{aligned} \text{Produk per jam} &= 73,4641 \text{ kg} \\ \text{Harga per kg} &= \text{Rp. } 14.000 \\ \text{Harga per tahun} &= \text{produk} \times 24 \text{ jam/hari} \times 300 \text{ hari/tahun} \times \text{harga} \\ &= \text{Rp. } 7.405.185.913 \end{aligned}$$

4. HCl 40%

$$\begin{aligned} \text{Produk per jam} &= 1.472,388 \text{ kg} && 78.800 \\ \text{Harga per kg} &= \text{Rp. } 15.200 \\ \text{Harga per tahun} &= \text{produk} \times 24 \text{ jam/hari} \times 300 \text{ hari/tahun} \times \text{harga} \\ &= \text{Rp. } 161.138.111.379 \\ \text{Total harga jual} &= \text{Rp. } 563.231.740.766 \end{aligned}$$

G. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1	Harga peralatan	E	=	Rp.	50.351.538.814,94
2	Instrument dan alat kontrol	10%	E	=	Rp. 5.035.153.881,49
3	Isolasi	8%	E	=	Rp. 4.028.123.105,20
4	Perpipaan terpasang	30%	E	=	Rp. 15.105.461.644,48
5	Listrik terpasang	10%	E	=	Rp. 5.035.153.881,49
6	Harga FOB 1-5	F	=	Rp.	79.555.431.327,61

7	Ongkos angkutan kapal laut	10%	F	=	Rp.	7.955.543.132,76
8	Harga C dan F, jumlah 6-7		G	=	Rp.	87.510.974.460,37
9	Biaya asuransi	1%	G	=	Rp.	875.109.744,60
10	Harga CIF, jumlah 8-9		H	=	Rp.	88.386.084.204,98
11	Biaya angkut barang ke plant	15%	H	=	Rp.	13.257.912.630,75
12	Pemasangan alat	35%	E	=	Rp.	17.623.038.585,23
13	Bangunan pabrik	15%	E	=	Rp.	7.552.730.822,24
14	Service vacilities	45%	E	=	Rp.	22.658.192.466,73
15	Tanah	4%	E	=	Rp.	2.014.061.552,60
16	Biaya langsung (DC)			=	Rp.	151.492.020.262,52

b. Biaya Tak Langsung (IC)

17 Engineering dan Supervisi 10% DC = Rp. 15.149.202.026,25

18 Konstruksi 10% DC = Rp. 15.149.202.026,25

Total Modal Tak Langsung (IC) = Rp. 30.298.404.052,50

c. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI = DC + IC

= 151.492.020.262,52 + 30.298.404.052,50

= Rp. 181.790.424.315,02

d. Working Capital Investment (WCI)

WCI = 15% x FCI

= 15% x Rp. 181.790.424.315

= Rp. 27.268.563.647,25

e. Total Capital Investment (TCI)

TCI = FCI + WCI

= 181.790.424.315 + 27.268.563.647

= Rp. 209.058.987.962

f. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS) 60% TCI = Rp. 125.435.392.777,37

Modal pinjaman (MP) 40% TCI = Rp. 83.623.595.184,91

H. Penentuan Total Product Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)

- Bahan Baku = 258.668.778.539

- Tenaga Kerja TK = 357.000.000

- Supervisi 10% TK = 35.700.000

- Utilitas = 3.924.019.303

- Pemeliharaan dan perbaikan (PP) 5% FCI = 9.089.521.216

- Penyediaan operasi 10% PP = 18.179.042.432

- Laboratorium 10% PP = 18.179.042.432

- Patent dan Royalti 1% TPC = 1% TPC

Biaya Produksi Langsung = 308.433.103.921 + 1% TPC

b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat 10% FCI = 18.179.042.432

- Depresiasi bangunan 3% FCI = 5.453.712.729

- Pajak kekayaan	15%	FCI =	27.268.563.647
- Asuransi	0,6%	FCI =	1.090.742.546
- Bunga bank	12%	MP =	10.034.831.422
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)		=	62.026.892.776

c. Biaya Overhead Pabrik

$$\text{Biaya Overhead } 40\% \text{ TK} + \text{PP} = 9.232.321.216$$

d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

$$\text{- Biaya Administrasi} \quad 15\% \text{ PP} = 2.726.856.365$$

$$\text{- Biaya distribusi dan pemasaran} \quad 5\% \text{ TPC} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{- Biaya LITBANG} \quad 5\% \text{ TPC} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{Biaya Pengeluaran Umum (GE)} = 2.726.856.364,7 + 10\% \text{ TPC}$$

e. Biaya Produksi Total (TPC)

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$$

$$= 382.419.174.278 + 11\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 429.684.465.481$$

$$\text{Maka, DPC} = \text{Rp. } 308.433.103.921 + 1\% \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 311.548.589.819$$

$$\text{GE} = \text{Rp. } 2.726.856.365 + 10\% \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 40.968.773.793$$

ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 15% untuk laba sampai Rp. 25.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 40% untuk laba sampai > Rp. 50.000.000,-

1. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan pertahun} = \text{Rp. } 563.231.740.766$$

$$\text{Laba kotor} = \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi}$$

$$= \text{Rp. } 563.231.740.766,3 - \text{Rp. } 429.684.465.480,78$$

$$= \text{Rp. } 133.547.275.286$$

$$\text{Pajak penghasilan} = 40\% \times \text{Laba kotor}$$

$$= 40\% \times 133.547.275.286$$

$$= 53.418.910.114$$

$$\text{Laba Bersih} = \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak})$$

$$= \text{Rp. } 133.547.275.286 \times | 1 - 0,4 |$$

$$= \text{Rp. } 80.128.365.171,33$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$C_A = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp. } 80.128.365.171,33 + \text{Rp. } 18.179.042.431,50$$

$$= \text{Rp. } 98.307.407.602,83$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{133.547.275.286}{209.058.987.962} \times 100\% \\ &= 63,88\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{80.128.365.171}{209.058.987.962} \times 100\% \\ &= 38,3281\% \text{ dari modal investasi} \\ &= 38,33\% \times \text{Rp. } 209058987962,28 \\ &= 80.128.365.171 \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{209.058.987.962}{80.128.365.171} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,6 \text{ tahun} \end{aligned}$$

4. 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 sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC)

$$\text{FC} = \text{Rp. } 62.026.892.776,29$$

b. Biaya Variabel (VC)

Bahan Baku pertahun	= Rp.	258.668.778.539
Biaya Utilitas pertahun	= Rp.	3.924.019.303
Total Biaya Variabel (VC)	= Rp.	262.592.797.842

c. Biaya Semi Variabel (SVC)

Biaya Umum (GE)	= Rp.	40.968.773.793
Biaya Overhead	= Rp.	9.232.321.216

Penyediaan operasi	= Rp.	18.179.042.432
Biaya laboratorium	= Rp.	18.179.042.432
Gaji karyawan langsung	= Rp.	357.000.000
Supervisi	= Rp.	35.700.000
Perawatan dan Pemeliharaan	= Rp.	9.089.521.216
Royalti	= Rp.	4.296.844.655
Total Biaya Semi Variable (SVC)	= Rp.	100.338.245.742

d. Harga Penjualan (S)

$$S = 563.231.740.766$$

maka,

$$\text{BEP} = \frac{FC + (0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - VC} \times 100\%$$

$$= 39,9859\%$$

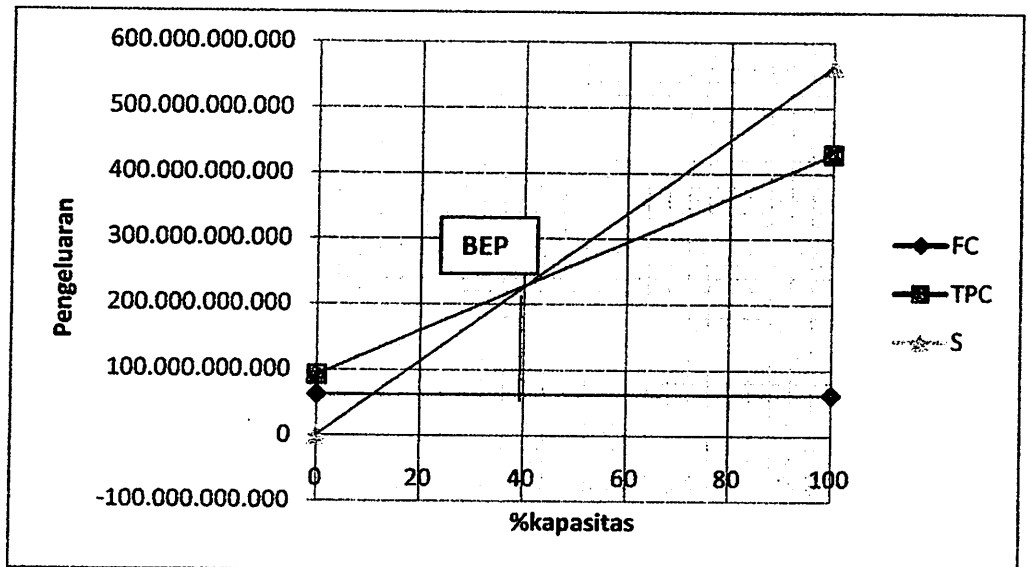
$$\text{Titik BEP terjadi pada} = 39,99\% \times 563.231.740.766$$

$$= 225.213.243.579,05$$

Gambar

Nilai BEP untuk Pabrik Klorobenzen berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

	0	100
FC	62.026.892.776	62.026.892.776
TPC	92.128.366.499	429.684.465.481
S	0	563.231.740.766



Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{100 - \text{BEP}}{100 - \% \text{ kapasitas}}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PB_i}{80.128.365.171} = \frac{|100 - 0,004| - |100 - 60\%|}{|100 - 0,004|}$$
$$PB_i = 477.585.283,43$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$C_A = \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat}$$
$$= 477.585.283,43 + 18.179.042.431,50$$
$$= 18.656.627.715$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas kapasitas pabrik 80% dari Kapasitas yang sesungguhnya, 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%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PB_i}{80.128.365.171} = \frac{|100 - 0,004| - |100 - 80\%|}{|100 - 0,004|}$$
$$PB_i = 637.848.422,04$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah :

$$C_A = \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat}$$
$$= 637.848.422,04 + 18.179.042.431,50$$
$$= 18.816.890.853,54$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$
$$= 6,9846\%$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas

$$= 6,9846\% \times 15.000$$
$$= 1.048 \text{ kg}$$

FCI	Kp	209.058.987.962		
Modal sendiri	60% FCI =		Rp	125.435.392.777
Modal pinjaman	40% FCI =		Rp	83.623.595.185
Bunga bank	12%		per tahun	
Depresiasi	10%		FCI	Rp 24.415.581.086
Kapasitas	15.000.000		kg/tahun	
Harga jual	Rp	28.000		

Cash Flow

Thn ke	Kapasitas Pabrik (%)	Investasi				
		Modal Sendiri			Modal pinjaman	
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Pengeluaran	Bunga
-2	-	Rp62.717.696.389	0	Rp62.717.696.389	Rp41.811.797.592	0
-1	-	Rp62.717.696.389	Rp6.271.769.639	Rp68.989.466.028	Rp41.811.797.592	Rp5.017.415.711
0	0	0	Rp13.170.716.242	Rp13.170.716.242	0	Rp10.636.921.308
1	60					
2	80					
3	100					
4	100					
5	100					
6	100					
7	100					
8	100					
9	100					
10	100					

Memperkirakan IRR

Thn ke	Cash flow	Discounted cash flow	
		0,2	0,3
1	23.698.601.954	19.748.834.962	18.229.693.811
2	33.782.703.130	23.460.210.507	19.989.765.166
3	43.866.804.306	25.385.882.121	19.966.683.799
4	44.819.872.455	21.614.521.824	15.692.683.189
5	45.772.940.604	18.395.118.234	12.327.983.723
6	46.726.008.753	15.648.445.790	9.680.517.450
7	47.679.076.902	13.306.355.321	7.598.438.845
8	48.632.145.052	11.310.282.625	5.961.789.081
9	49.585.213.201	9.609.946.513	4.675.865.541
10	50.538.281.350	8.162.214.588	3.665.953.448
WCI		27.268.563.647,25	Rp27.268.563.647
Total		Rp 193.910.376.131	Rp145.057.937.699

Nilai FCI harus berada diantara discounted cashflow dimana:

FCI = 181.790.424.315

Nilai diiscounted cashflow

0,2 = 193.910.376.131

0,3 = 145.057.937.699

Dari interpolasi didapatkan nilai 0,2752 atau 27,52%

IRR > Bunga Bank, sehingga pabrik layak didirikan.





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 : Kamis

Tanggal : 1 Agustus 2013

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Wahyu Sri Sudewi

Nim : 0914018

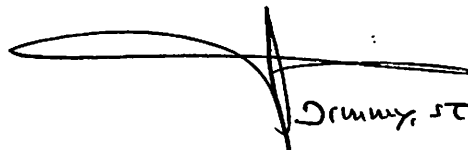
Perbaikan tersebut meliputi :

1. Rasio Bahan Baku di uraian proses.
2. Sludge Race.
3. Blok M. Massa Reaktor di bab III
4. Cek lagi pengisian alat kontrol seperlunya.
5. Analisis ekonomi (cash-flow,
6. Tambahan distilat.

ALL
14/8/2013

Malang,

Dosen Penguji


Jimmy, ST, MT



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 : Kamis
Tanggal : 1 Agustus 2013

perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Wahyu Sri Sudawi
Nim : 0914018

perbaikan tersebut meliputi :

Diskusikan kembali dengan pembimbing.

15/8 2013

Malang,

Dosen Penguji