

**PRA RENCANA PABRIK
SENG OKSIDA DARI LOGAM SENG DENGAN PROSES
OKSIDASI
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR MULTI TURBULAR**

SKRIPSI

Disusun Oleh:

ANDIGA BAYU P.N.

09.14.001



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

2014

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**SENG OKSIDA DARI LOGAM SENG DENGAN PROSES
OKSIDASI
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR MULTI TURBULAR**

SKRIPSI

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

Disusun Oleh:

ANDIGA BAYU P.N.

09.14.001

Malang, 12 Februari 2014

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Menyetujui,

Dosen Pembimbing

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Rini'.

Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP. Y 1030100370

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI


Nama : ANDIGA BAYU PURWO NUGROHO
NIM : 0914001
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK SENG OKSIDA DARI
LOGAM SENG DENGAN PROSES OKSIDASI

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Selasa
Tanggal : 28 Januari 2014
Nilai : B

Ketua,




Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



Ir. Bambang Sulila Hadi
NIP Y 1039000210

Penguji Kedua,



Elvianto Dwi D., ST, MT
NIP P 1030000351

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Andiga Bayu Purwo Nugroho
NIM : 0914001
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

SENG OKSIDA DARI LOGAM SENG DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR MULTI TURBULAR

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, 24 Januari 2014

Yang membuat pernyataan,

Andiga Bayu Purwo Nugroho

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas hikmat dan karuniaNya sehingga Skripsi yang berjudul "*Pra Rencana Pabrik Seng Oksida Dari Logam Seng Dengan Proses Oksidasi*" dapat terselesaikan dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata I (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang. Dengan terselesainya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
3. Ibu Rini Kartika Dewi, ST, MT, selaku dosen pembimbing Skripsi.
4. Rekan – rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari semua pihak. Penyusun berharap Skripsi ini dapat berguna bagi penyusun secara pribadi maupun pembaca sekalian khususnya di bidang ilmu Teknik Kimia.

Malang, Januari 2014

Penyusun

PRA RENCANA PABRIK
SENG OKSIDA DARI LOGAM SENG PROSES OKSIDASI
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:

Dosen Pembimbing

1. Andiga Bayu P.N NIM. 0914001
2. Achmad Zabadil NIM. 0914015

Rini Kartika Dewi, ST, MT

ABSTRAK

Seng oksida merupakan senyawa anorganik dengan rumus ZnO . ZnO adalah bubuk putih yang tidak larut dalam air, yang secara luas digunakan sebagai aditif dalam berbagai bahan dan produk termasuk plastik, keramik, kaca, semen, pelumas, cat, salep, lem, pigmen, makanan (sumber Zn gizi). Pasar seng oksida global diperkirakan akan didorong oleh pertumbuhan pesat dalam industri akhir ini termasuk industri pewarna dan cat. China adalah penghasil terbesar seng oksida secara global. Seng oksida semakin populer di kalangan industri yang berkaitan dengan industri cat karena sifat kimia dan sifat fisiknya. Permintaan seng oksida telah didominasi oleh Asia Pasifik diikuti oleh Amerika Utara dan Eropa. Permintaan yang kuat dari industri cat ini juga diharapkan dapat menjadi mesin pertumbuhan utama bagi pasar seng oksida dalam tahun-tahun mendatang.

Pabrik Seng Oksida ini direncanakan akan didirikan di Kecamatan Doromukti Tuban, Jawa Timur, dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2016. Sistem operasi yang diterapkan adalah sistem kontinu dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan hanya untuk air sanitasi dan listrik. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan $TCI = Rp. 408.219.486.742$, $ROI = 38\%$, $IRR = 32,82\%$, $POT = 1,88$ tahun, $BEP = 39,55\%$. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Seng Oksida dari logam seng ini layak untuk didirikan.

Kata kunci: *Seng Oksida, Seng*

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
ABSTRAK.....	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL.....	x
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
1.1. Latar Belakang	I-1
1.2. Perkembangan Industri.....	I-1
1.3. Kegunaan Produk.....	I-2
1.4. Sifat-sifat Fisika Kimia Bahan Baku, dan Produk	I-2
1.5. Perhitungan Kapasitas Produksi Pabrik	I-4
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II-1
2.1. Macam - macam Proses.....	II-1
2.2. Seleksi Proses	II-4
2.3. Uraian Proses.....	II-5
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPEKSIFIKASI PERALATAN.....	V-1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI-1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII-1
7.1. Instrumentasi.....	VII-1
7.2. Keselamatan Kerja	VII-3
BAB VIII UTILITAS.....	VIII-1
8.1. Unit Penyedia Air.....	VIII-1
8.2. Unit Pengelolaan Air.....	VIII-2
8.3. Unit Penyediaan Bahan – bakar.....	VIII-2

BAB IX	TATA LETAK PABRIK.....	IX-1
9.1.	Lokasi Pabrik	IX-1
9.2.	Pemilihan Lokasi Pabrik.....	IX-3
9.3.	Tata Letak Pabrik	IX-5
9.4.	Tata Letak Peralatan Proses.....	IX-7
BAB X	STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	X-1
10.1.	Dasar Perusahaan	X-1
10.2.	Bentuk Perusahaan	X-2
10.3.	Struktur Organisasi.....	X-2
10.4.	Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi	X-3
10.5.	Jaminan Sosial	X-10
10.6.	Jadwal dan Jam Kerja.....	X-11
10.7.	Pengelolaan dan Tingkat Pendidikan Karyawan	X-13
10.8.	Perincian Jumlah Tenaga Kerja	X-14
10.9.	Status Karyawan dan Sistem Pengupahan.....	X-17
BAB XI	ANALISA EKONOMI.....	XI-1
BAB XII	KESIMPULAN	XII-1
DAFTAR PUSTAKA		
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA		
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS		
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN		
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS		
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI		

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Seng oksida merupakan senyawa anorganik dengan rumus ZnO. ZnO adalah bubuk putih yang tidak larut dalam air, yang secara luas digunakan sebagai aditif dalam berbagai bahan dan produk termasuk plastik, keramik, kaca, semen, pelumas, cat, salep, lem, pigmen, makanan (sumber Zn gizi).

Pasar seng oksida global diperkirakan akan didorong oleh pertumbuhan pesat dalam industri akhir ini termasuk industri pewarna dan cat. China adalah penghasil terbesar seng oksida secara global. Seng oksida semakin populer di kalangan industri yang berkaitan dengan industri elektronik karena sifat kimia dan sifat fisiknya. Permintaan seng oksida telah didominasi oleh Asia Pasifik diikuti oleh Amerika Utara dan Eropa. Permintaan yang kuat dari industri elektronik ini juga diharapkan dapat menjadi mesin pertumbuhan utama bagi pasar seng oksida dalam tahun-tahun mendatang.

Jadi dilihat dari sudut prospek pabrik seng oksida cukup baik untuk didirikan di Indonesia.

1.2. Perkembangan Industri Seng Oksida

Didalam perkembangannya, Industri Seng oksida dimulai pada tahun 1850 di New York, N. J. Oleh Samuel Wetherill dari New Jersey Zinc Company. Dimana proses ini adalah proses komersial pertama kali yang ada, kemudian terkenal dengan nama proses Amerika. Sedangkan seng oksida yang diproduksi dengan cara mencairkan lempengan seng dan oksida uap seng disebut proses oksidasi tidak langsung atau lebih dikenal dengan proses Perancis.

Proses pengembalian atau recovery dari seng dengan cara penguapan didalam rotary kiln telah dipatenkan oleh Edward Dedolph pada tahun 1910 dari Inggris. Hak paten tersebut digunakan oleh perusahaan logam dari Frankfurt, Jerman. Dalam perkembangannya perusahaan ini mengalami kemajuan pada skala besar sebelum perang dunia I. setelah perang dunia I, perusahaan ini (Metallgesellschaft) berkerja sama dengan perusahaan Gruson Work membangun secara komersial pada tahun 1923.

1.3. Kegunaan Produk Seng Oksida

Kegunaan Seng Oksida sangat bervariasi dalam industri kimia. Adapun kegunaannya antara lain :

- Pada industri cat, ZnO berfungsi sebagai pemberi pigmen putih pada cat.
- Pada industri keramik, ZnO berfungsi sebagai untuk mengurangi koefisien dari panas, dan memberikan stabilitas yang tinggi dari bentuk di bawah temperatur.
- Pada industri karet, ZnO berfungsi dalam melindungi karet dari jamur dan sinar uv dll.

1.4. Sifat Fisika dan Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Bahan Baku

A. Seng (Zn)

a. Sifat-sifat fisika :

- Rumus molekul = Zn
- Berat molekul = 65,39
- Titik didih = 900°C (1171,15 K)
- Titik leleh = 419,58°C (692,73 K)
- Spesifik gravity = 7,133 (25°C)
- Bentuk molekul = solid

b. Sifat kimia :

- Uap seng dapat dioksidasi dengan udara menjadi seng oksida



B. Udara

1. Oksigen (O₂)

Sifat-sifat fisika :

- Berat molekul = 31,9988
- Densitas = 1,429 g/L
- Titik didih = -182,82°C (90,18 K)
- Titik leleh = -222,65°C (50,35 K)
- Warna = Tidak berwarna
- Bentuk molekul = Gas (pada 25°C, 1 atm)

Sifat-sifat kimia :

Oksigen tidak dapat bereaksi dengan air

2. Nitrogen (N)

Sifat-sifat fisika :

- Densitas = 1,251 g/L
- Titik didih = -195,79°C (77,36 K)
- Titik leleh = -210,00°C (63,15 K)
- Warna = Tidak berwarna
- Bentuk molekul = Gas

Sifat-sifat kimia :

Nitrogen dapat membentuk banyak senyawa penting seperti asam amino, amoniak, asam nitrat, dan sianida.

3. Karbon dioksida (CO₂)

Sifat-sifat fisika :

- Densitas = 1,980 g/L
- Titik didih = -78°C (195 K)
- Titik leleh = -57°C (216 K)
- Warna = Tidak berwarna
- Bentuk molekul = Gas

Sifat kimia :

Karbon dioksida dapat menyerap gelombang inframerah dengan kuat.

1.4.2. Produk

A. Seng oksida (ZnO)

a. Sifat-sifat fisika :

- Rumus molekul = ZnO
- Berat molekul = 81,389
- Warna solid = putih
- Titik lebur = 1975°C
- Spesifik gravity = 5,68
- Bentuk molekul = solid
- Indeks bias = 2,015
- Tidak berbau

(Kirk-Othmer, 1984)

b. Sifat-sifat kimia :

- Dapat larut dalam asam membentuk ion seng
- Dapat larut dalam basa membentuk zincate
- Tidak mudah terbakar

(Kirk-Othmer, 1984)

1.5. Perhitungan Kapasitas Pabrik

Dalam mendirikan pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan mampu memenuhi target yang diinginkan. Perhitungan kapasitas produksi untuk pabrik yang akan didirikan didasarkan pada jumlah impor dan ekspor.

Menurut data dari Badan Pusat Statistik dapat dilihat dari tabel berikut :

Tabel 1.1. Data impor bahan seng oksida

No	Tahun	Impor (kg)	Kenaikan (%)
1.	2009	5.591.751	-
2.	2010	7.365.274	31,72%
3.	2011	8.281.480	12,44%
4.	2012	8.429.401	1,79%

Sumber : Badan Pusat Statistik

Dari tabel diatas didapatkan kenaikan rata-rata import seng oksida mencapai 15%

Maka dari rumusan, dapat kita hitung perkiraan jumlah kapasitas produksi seng oksida pada tahun 2016.

Adapun persamaan yang digunakan adalah:

$$M = P_o (1 + i)^n$$

Dimana: M = Jumlah yang diperkirakan

P_o = Data terakhir

i = Kenaikan rata-rata

n = Rencana pendirian pabrik

Diketahui dari tabel 1.1.data terakhir impor pada tahun 2012 adalah 8.429.401 kg dengan kenaikan rata-rata setiap tahunnya adalah 15%. Maka perkiraan kapasitas produksi pada tahun 2016 adalah:

$$\begin{aligned} M &= 8.429.401 (1 + 15)^4 \\ &= 14.904.873 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

Nilai ekspor seng oksida pada tahun 2016 diperkirakan sebesar 30 % dari kapasitas produksi (M). Maka total kapasitas produksi pada tahun 2016 sebesar:

$$\begin{aligned}
 M_i &= M (1 + 0,3) \\
 &= 10.970.830,25 (1,3) \\
 &= 19.376.289 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan didapat 19.376.289 kg/tahun, dari peluang yang ada baik dari segi bahan baku maupun produksi dunia dapat diperoleh kapasitas pabrik seng oksida yang akan didirikan tahun 2016 adalah sebesar 20.000.000 kg/tahun atau 20.000 ton/tahun.



Gambar 2.1. Blok Diagram Proses Smelting

BAB II

URAIAN DAN SELEKSI PROSES

2.1. Macam-macam Proses

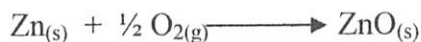
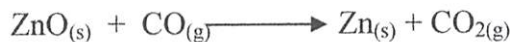
Berdasarkan bahan baku yang dipakai ada 3 proses yang digunakan dalam proses pembuatan Seng Oksida. (Keyes, 1961)

1. Proses Amerika (proses langsung)
2. Proses Perancis (proses tidak langsung)
3. Proses Elektrothermal

2.1.1. Proses Amerika

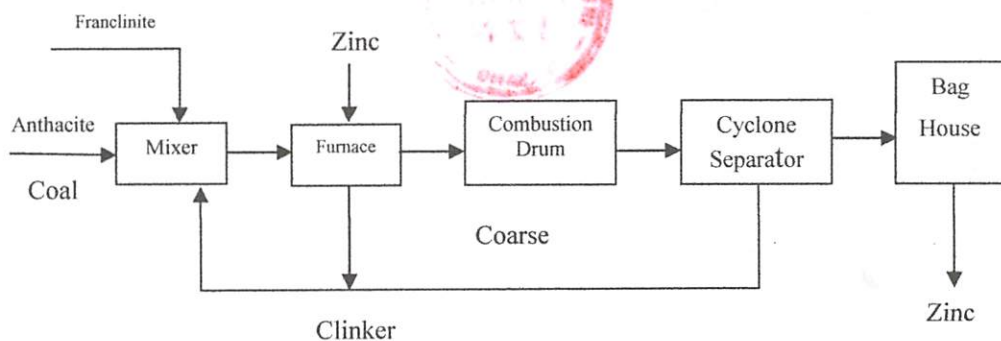
Bahan baku yang digunakan adalah dari bijih seng (Franklinite) dan Coal.

Reaksi yang terjadi adalah:



Dalam proses ini, bahan baku biji Franklinite yang mengandung seng oksida dan bahan baku Coal, dicampur dalam Mixer dan dimasukkan ke Furnace.

Didalam Furnace, seng oksida yang terdapat dalam biji Franklinite direduksi oleh karbon monoksida menjadi seng, kemudian diuapkan. Uap seng yang masih dalam satu reducing dari Carbon monoksida dialirkan ke Combustion untuk mengoksidasi uap seng menjadi seng oksida. Seng oksida yang terbentuk selanjutnya dipisahkan dengan Cyclone separator, partikel-partikel kasar hasil pemisahan dari cyclone dikembalikan ke proses awal dan partikel-partikel halus dimasukkan ke bagian filter, kemudian di holt dan dikemas untuk dipanaskan.

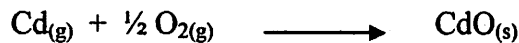
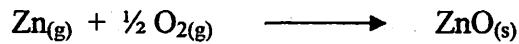


Gambar 2.1. Blok Diagram Proses Amerika

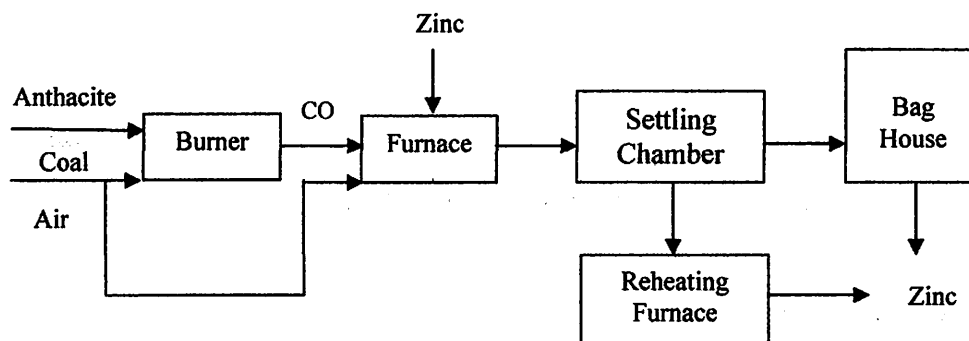
2.1.2. Proses Perancis

Bahan baku yang digunakan adalah logam seng O_2 .

Reaksi yang terjadi adalah :



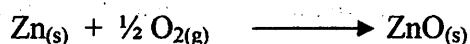
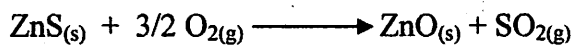
Dalam proses ini, bahan baku dimasukkan kedalam pembakaran (Furnace) dan dibakar hingga menguap, uap seng ini kemudian direaksikan dengan O_2 membentuk seng oksida. Uap seng oksida masuk kedalam Settling Chamber untuk pendinginan mendadak, sehingga seng oksida berubah menjadi fase padat, kemudian masuk dalam Bag House untuk memisahkan seng oksida dari gas pembawanya. Dari settling chamber, seng oksida dimasukkan ke dalam Reheating furnace untuk menghilangkan sisa liquid (air) yang terkandung dalam seng oksida. Kemudian produk yang keluar siap dikemas untuk dipasarkan.



Gambar 2.2. Blok Diagram Proses Perancis

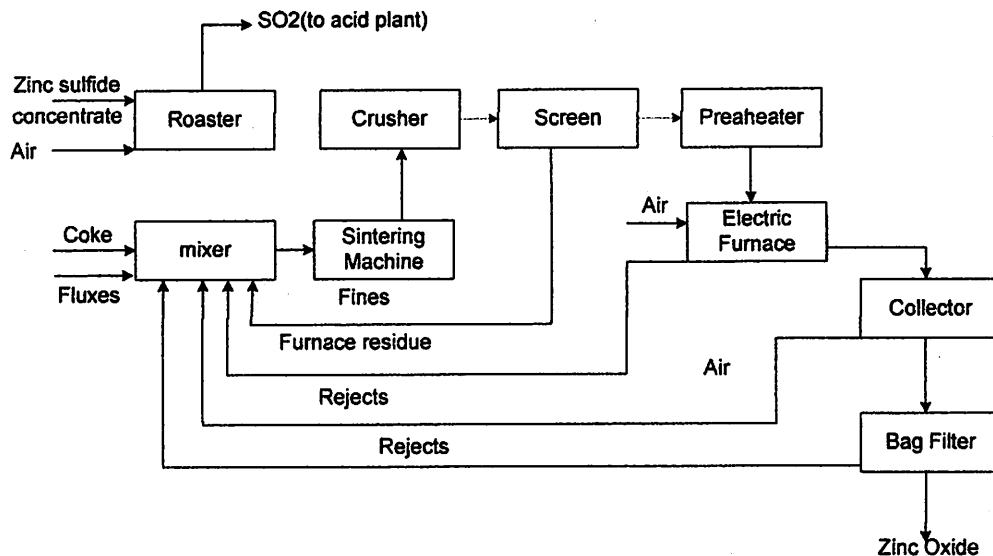
2.1.3. Proses Elektrottermal

Bahan baku yang digunakan dalam proses Elektrottermal ini adalah seng sulfid dan Coke. Reaksi yang terjadi adalah :



Proses ini merupakan modifikasi dari proses langsung (Amerika). Dalam proses ini, bijih sulfite dibakar dengan Roaster untuk menghilangkan kandungan sulfur, sulfur dioksida yang terbentuk digunakan dalam pabrik asam sulfat. Produk dari roaster berupa seng oksida dicampur dengan coke yang tidak terbakar dari proses sebelumnya.

Campuran ini dimasukkan dalam mesin sintering, dimana campuran ini dipanaskan hingga 1600 °C. Produk dari sintering dihancurkan dan diayak kemudian dicampur dengan coal dilewatkan dalam preheater sebelum masuk ke electric resistance. Dalam resistance furnace ini dialirkan listrik hingga mencapai 1200 °C untuk menguapkan seng. Uap seng dan CO yang meninggalkan furnace dioksidasi dengan udara menjadi seng oksida dan CO.



Gambar 2.3. Diagram Proses Elektrottermal

2.2. Seleksi Proses

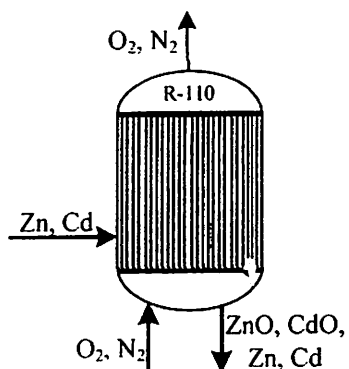
Wilayah Indonesia tidak mempunyai tambang bijih seng, oleh karena itu untuk memenuhi kebutuhan bahan baku pabrik seng oksida diperoleh dengan mengimpor. Karena bahan baku diperoleh dengan cara mengimpor, maka bila menggunakan Proses Amerika atau Elektrottermal, tidak akan menguntungkan.

Ketiga proses tersebut dapat dibandingkan dari tabel berikut :

Tabel 1.1. Perbandingan proses pembuatan seng oksida

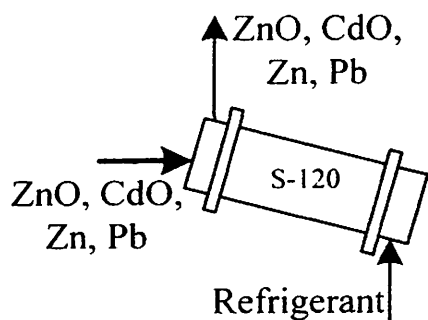
Parameter	Proses		
	Amerika	Perancis	Elektrottermal
Bahan baku	Bijih Franklinite	Logam seng	Bijih Spharelinite
Aspek teknis			
- Yield	92 – 95 %	95 – 96 %	90%
- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
- Suhu	(900-1000)°C	16,85<T<900°C	1200°C

2. Reaktor (R-110)



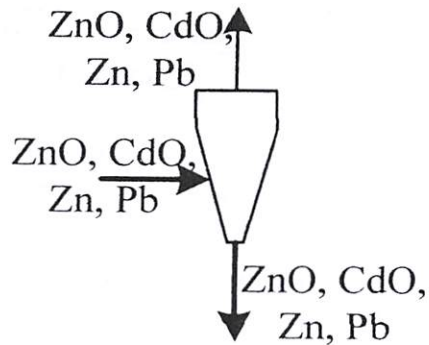
Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari furnace (M3)</u>	<u>Ke Rotary cooler (M5)</u>
- Zn = 3617,6185	- ZnO = 4493,9711
- Cd = 0,0543	- CdO = 0,0542
<u>Dari udara (M4)</u>	- Zn = 7,2352
- O ₂ = 1078,4868	- Cd = 0,0538
- N ₂ = 136319,6997	<u>Ke Tangki Penampung (M6)</u>
	- O ₂ = 194,8005
	- N ₂ = 136319,6997
$\Sigma = 141015,8592$	$\Sigma = 141015,8146$

3. Rotary Cooler (S-120)



Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Reaktor (M5):</u>	<u>Ke Ball Mill (M8) :</u>
- ZnO = 4493,9711	- ZnO = 4044,5740
- CdO = 0,0542	- CdO = 0,0485
- Zn = 7,2352	- Zn = 6,5117
- Cd = 0,0538	- Cd = 0,0485
<u>Dari Udara (M7) :</u>	<u>Ke Cyclone (M9)</u>
- CH ₄ = 120000	- ZnO = 449,3971
	- CdO = 0,0054
	- Zn = 0,7235
	- Cd = 0,0054
	- CH ₄ = 120000
$\Sigma = 124501,3144$	$\Sigma = 124501,3141$

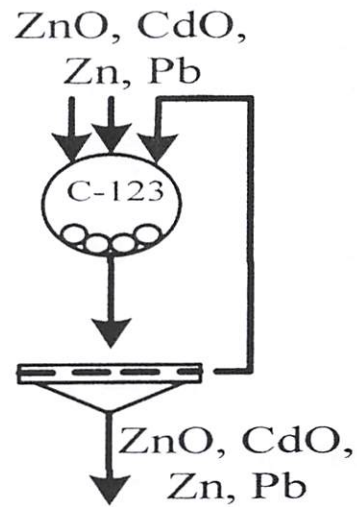
4. Cyclone (H-123)



Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Rotary Cooler (M9) :</u>	<u>Lolos dari cyclone (M10) :</u>
- ZnO = 449,3971	- ZnO = 4,4940
- CdO = 0,0054	- CdO = 0,0001
- Zn = 0,7235	- Zn = 0,0072
- Cd = 0,0054	- Cd = 0,0001
- CH ₄ = 120000	- CH ₄ = 120000
	<u>Ke Ball Mill (M11) :</u>
	- ZnO = 444,9031
	- CdO = 0,0053
	- Zn = 0,7163
	- Cd = 0,0053
$\Sigma = 120450,1314$	$\Sigma = 120450,1314$



5. Ball Mill (C-124)



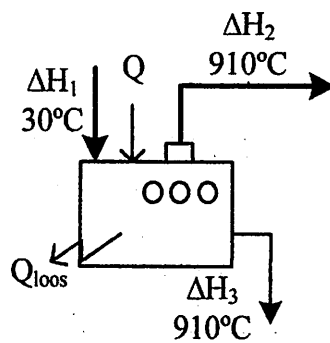
Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Rotary cooler (M8):</u>	<u>Ke Bin Produk (M12):</u>
- ZnO = 4314,2123	- ZnO = 4060,7523
- CdO = 0,0517	- CdO = 0,0487
- Zn = 6,9458	- Zn = 6,5378
- Cd = 0,0517	- Cd = 0,0487
<u>Dari cyclone (M11):</u>	<u>Recycle (M13):</u>
- ZnO = 177,9613	- ZnO = 431,4212
- CdO = 0,0021	- CdO = 0,0052
- Zn = 0,2865	- Zn = 0,6946
- Cd = 0,0021	- Cd = 0,0052
$\Sigma = 4499,5135$	$\Sigma = 4499,5135$



BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas pabrik	=	20000	ton/tahun		
Waktu operasi	=	330	hari/tahun,	24	jam/hari
Kapasitas produksi	=	20000	$\frac{\text{ton}}{\text{tahun}}$	\times	$\frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}}$
				\times	$\frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}}$
				\times	$\frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}}$
					= 2525,2525 kg/jam
T ref	=	25	°C	=	298,15 K
Panas laten (λ)	:	Zn	=	27430	Kkal/Kmol
		Cd	=	23870	Kkal/Kmol
ΔH_f	:	ZnO	=	-83,36	Kkal/Kmol
		CdO	=	-62,35	Kkal/Kmol

1. Electric Furnace (Q-114)



ΔH_1 = Panas yang dibawa bahan masuk

ΔH_2 = Panas bahan keluar

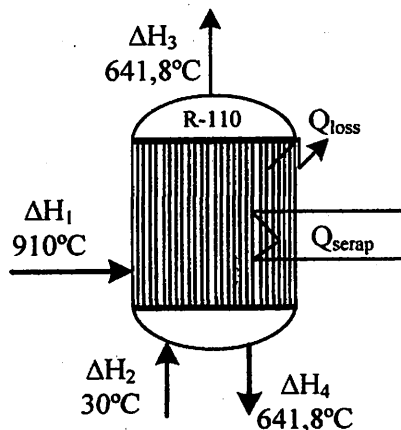
ΔH_3 = Panas bahan yang tidak menguap

Q = Energi yang dibutuhkan

Q_{loss} = Panas yang hilang

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 9682,1760$	$\Delta H_2 = 2286255,2441$
Q = 4219389,1789	$\Delta H_3 = 1731846,6519$
	$Q_{\text{loss}} = 210969,4589$
$\Sigma = 4229071,3549$	$\Sigma = 4229071,3549$

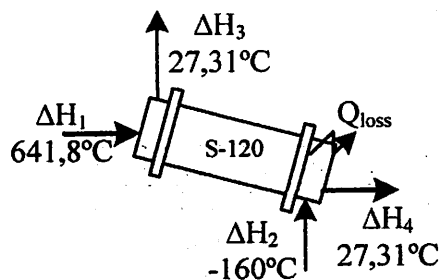
2. Reaktor (R-110)



- ΔH_1 = Panas yang dibawa bahan masuk
 ΔH_2 = Panas udara masuk
 ΔH_3 = Panas Udara sisa reaksi keluar
 ΔH_4 = Panas produk keluar
 Q_{loss} = Panas yang hilang
 Q_{serap} = Panas reaksi

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 315643,9528$	$\Delta H_3 = 20478339,9359$
$\Delta H_2 = 160097464,4130$	$\Delta H_4 = 420328,2078$
$\Delta H_R = 348481,1430$	$Q_{loss} = 8038079,4754$
	$Q_{serap} = 131476360,7466$
$\Sigma = 160761589,5087$	$\Sigma = 160413108,3657$

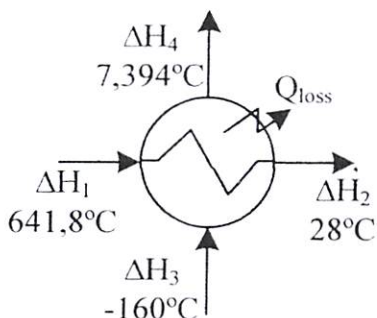
3. Rotary Cooler (S-120)



- ΔH_1 = Panas produk masuk
 ΔH_2 = Panas pendingin masuk
 ΔH_3 = Panas pendingin keluar
 ΔH_4 = Panas produk keluar
 Q_{loss} = Panas yang hilang

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 420327,0049$	$\Delta H_3 = 72969764,4268$
$\Delta H_2 = 582743616068,635$	$\Delta H_4 = 1229738,4534$
	$Q_{\text{loss}} = 29137201819,7820$
	$Q_{\text{serap}} = 553532635072,9780$
$\Sigma = 582744036395,640$	$\Sigma = 582744036395,640$

4. Cooler (E-117)



- ΔH_1 = Panas bahan masuk
- ΔH_2 = Panas bahan keluar
- ΔH_3 = Panas pendingin masuk
- ΔH_4 = Panas pendingin keluar
- Q_{loss} = Panas yang hilang

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 20470700,6865$	$\Delta H_2 = 95077,5762$
$\Delta H_3 = 771199,9961$	$\Delta H_4 = 771199,9961$
	$Q_{\text{loss}} = 20375623,1103$
$\Sigma = 21241900,6826$	$\Sigma = 21241900,6826$



BAB V SPESIFIKASI PERALATAN

1. Gudang Seng (F-111)

Fungsi : Tempat menyimpan logam seng

- Nama = Gudang seng
- Kapasitas = 405409788 m³
- Ukuran = p × l × t
= 54 m × 27 m × 6 m
- Jumlah = 1 buah

2. Bin Seng (F-112)

- Fungsi : Menampung logam seng sebelum ke belt elevator
- Tipe : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak α 120 °
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
- Volume Tangki (V_T) : 11453843,304 in³
- Diameter Tangki (D_I) : 239,625 in
- Diameter Luar (D_O) : 240.000 in
- Tinggi Tangki (H) : 362,320 in
- Tebal Silinder (t_s) : 0,188 in
- Tinggi Silinder (L_S) : 359,438 in
- Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,188 in
- Tinggi Tutup Atas (h_a) : 2,882 in
- Waktu Tinggal : 1 hari
- Jumlah Tangki : 1 buah

3. Belt Conveyor (J-113)

Tipe : Flat Belt and Continuous Plate

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Kapasitas : 2.525,2525 kg/jam

ρ_{produk} : 0,0056 g/cm³

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Densitas}} = 450.4553 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,125126 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Ulrich tabel 4-4 Hal. 71, didapatkan data-data sebagai berikut:

- Kecepatan belt = 1 m/s
- Lebar = 0,3 m

- Panjang = 10 m
- Kemiringan = 30°

5. Blower (G-115B)

Fungsi	: Menghembuskan udara menuju Reaktor
Tipe	: Centrifugal Blower
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Daya Blower	: 1396,6 hp

6. Cooler (E-117)

Fungsi	: Menukar panas udara sisa dari reaktor
Tipe	: Double Pipe
Bahan Kontruksi	: Carbon steel
Rate Feed	: 277335,5 kg/jam
Rate Air	: 301,911 kg/jam
Dimensi Anulus	
Diameter dalam	: 0,92 in
Diameter luar	: 0,40 in
Diameter Pipa	
Diameter dalam	: 1,38 in
Diameter luar	: 1,66 in
Panjang	: 435 ft
Jumlah hair pin	: 1
Jumlah	: 1

7. Storage N₂ (F-118A)

Fungsi	: Menyimpan N2 sisa
Tipe	: Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V _T)	: 143915948,27 in ³
Diameter Tangki (D _T)	: 499,63 in
Diameter Luar (D _O)	: 500,00 in
Tinggi Tangki (H)	: 833,87 in
Tebal Silinder (t _s)	: 0,19 in
Tinggi Silinder (L _S)	: 749,44 in
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	: 0,19 in
Tinggi Tutup Atas (h _a)	: 84,44 in
Waktu Tinggal	: 1 hari
Jumlah Tangki	: 7 buah

8. Screw Conveyor (J-121)

Fungsi : Mengangkut ZnO menuju Rotary Cooler
 Rate bahan : 7,343243 kg/jam = 0,007343243 ton/jam
 Akan digunakan Screw dengan kapasitas = 5 ton/jam

Spesifikasi Screw Conveyor (J-121) (Perry 7th, hal : 71)

Diameter flights : 9 in
 Diameter pipa : 2,5 in
 Diameter shafts : 2 in
 Speed : 4 r/menit
 Panjang : 15 ft
 Daya : 0,4 Hp \approx 1 Hp
 Jumlah : 1 buah

9. Vibrator Screen (H-124)

Fungsi : Menyetarakan ukuran produk ZnO
 Tipe : Vibrator Screen
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel
 Rate bahan = 0,7163 kg/jam = 0,0007 ton/jam
 Ukuran produk yang diharapkan adalah 325 mesh, (Perry ed.7 Hal 19-20 tabel 19-6)
 didapatkan data-data sebagai berikut:

- Sieve opening (a : 0,044 mm
- Diameter wire (c : 0,030 mm

10. Screw Conveyor (J-125)

Fungsi : Mengangkut ZnO menuju Bin Produk
 Rate bahan : 0,651171 kg/jam = 0,000651171 ton/jam
 Akan digunakan Screw dengan kapasitas = 5 ton/jam

Spesifikasi Screw Conveyor (J-125) (Perry 7th, hal : 71)

Diameter flights : 9 in
 Diameter pipa : 2,5 in
 Diameter shafts : 2 in
 Speed : 4 r/menit
 Panjang : 15 ft
 Daya : 0,4 Hp \approx 1 Hp
 Jumlah : 1 buah

11. Bin Produk (F-126)

Fungsi : Menampung produk sebelum ke mesin pengemas
 Tipe : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak $c = 120^\circ$

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V_T)	: 61188,8769 in ³
Diameter Tangki (D_I)	: 39,6250 in
Diameter Luar (D_O)	: 40,0000 in
Tinggi Tangki (H)	: 59,9141 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 59,4375 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 0,4766 in
Waktu Tinggal	: 1 hari
Jumlah Tangki	: 1 buah

12. Mesin Pengemas (J-127)

Fungsi	: Mengemas produk dari Bin Produk kedalam plastic bag
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Kapasitas	: 4496,813 kg/jam
ρ_{produk}	: 5,6060 g/cm ³
Volume mesin	: $\frac{\text{Kapasitas}}{\text{Densitas}}$: 0,802143 m ³ /jam

13. Gudang ZnO (F-128)

Nama alat	: Filter Udara
Fungsi	: Menyaring debu yang terdapat dalam udara
Type	: Dry filter
Bahan Kosntruksi	: Carbon Steel SA-240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 2377,6319 lb/jam
Ukuran	: 20 × 20 in
Jumlah	: 1 buah

15. Ball Mill (C-123)

Fungsi	: Menghancurkan bahan dengan ukuran yang diinginkan
Type	: Marcy Ball Mill
Bahan Kosntruksi	: Carbon Steel SA-240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 107,9235 kg/jam
Ukuran sieve	: 50
Kecepatan Mill	: 27 rpm
Power	: 50 Hp
Ball charge	: 5,3 ton
Jumlah	: 1

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat	: REAKTOR
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi antara uap seng dan udara
Tipe	: Multi Tubular Reaktor
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1 atm = 15 psi
Temperatur	: 910 1.173,15 K 1.652 F = 2.112 R
Rate umpan masuk	: Zn = 3617,6185 Cd = 0,0543 O ₂ = 1078,4868 N ₂ = 136319,700

Densitas uap umpan :

komposisi umpan masuk reaktor

bahan	massa (kg/jam)
Zn	3617,6185
Cd	0,0543
O ₂	1078,4868
N ₂	136319,6997
Σ =	141015,8592

komposisi keluar reaktor

bahan	massa (kg/jam)
ZnO	4493,9711
CdO	0,0542
Zn	7,2352
Cd	0,0538
O ₂	194,800463
N ₂	136319,6997
Σ =	141015,8146

1. Menentukan waktu reaksi

Waktu tinggal dalam reaktor adalah 20 menit

2. Volume reaktor

$$P \cdot V = n \cdot RT$$

dimana :

$$T = 910 \text{ C} = 1183,2 \text{ K} = 2129,7 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$n = 4923,9 \text{ kmol/jam}$$

$$= 4,9239 \text{ lbmol/det}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 197,28 \text{ lb/ft}^3$$

$$R = 10,730 \text{ psia} \cdot \text{Ft}^3/\text{lbmol} \cdot ^\circ\text{R}$$

Menghitung P design

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{Q_{\text{campuran}} \times (H_{\text{gas}} - 1)}{144}$$

$$(H_{\text{gas}} = H_{\text{pipa}} = \text{asumsi } 40 \text{ ft})$$

$$= \frac{197,28 \times (40 - 1)}{144}$$

$$= 53,429 \text{ psia}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (53,43 + 14,7) - 14,7$$

$$= 53,4289$$

Sehingga:

$$V = \frac{4,9239 \times 10,73 \times 2129,7}{53,429}$$

$$= 2105,9366$$

3. Volume Actual Reaktor

Harga fravoid volume (porositas) (ϵ) = 0,75

$$\text{Maka untuk packing of sphere volume fluid friction} = 0,75 \times 2105,9366$$

$$= 1579,4524$$

Maka volume actual reaktor adalah :

$$V = 2105,9366 + 1579,4524$$

$$= 3685,3890 \text{ ft}^3$$

4. Panjang reaktor

$$L \text{ reaktor} = \frac{V \text{ actual}}{\pi / 4 (D_i)^2}$$

Dimana digunakan pipa dengan ketentuan ukuran nominal 8 sch. 40

(Appendiks K, Brownell ana Young, hal 387) didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft} & A &= 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2 \\ \text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} & a'' &= 1,588 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

$$L \text{ pipa} = \frac{3685,3890}{\pi / 4 \cdot 0,2554} = 18378,69 \text{ ft}$$

Digunakan pipa dengan ukuran asumsi 40 ft (sebagai l pipa asumsi)

5. Menentukan Jumlah Pipa.

$$\begin{aligned} N_1 &= \frac{L \text{ pipa}}{l \text{ asumsi}} \\ &= \frac{18378,6904}{40} \\ &= 459,47 \approx 460 \text{ buah} \end{aligned}$$

Checking l pipa dan waktu tinggal :

$$\text{Rate} = \frac{V \text{ act}}{\text{Waktu reaksi}} = \frac{3685,389}{1200} = 3,071158 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Rate l pipa} = \frac{\text{Rate}}{N_t} = \frac{3,071}{460} = 0,006676 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Waktu tinggal (t) :

$$\begin{aligned} T &= \frac{A \cdot l}{\text{Rate l pipa}} \\ &= \frac{0,2007 \times 40}{0,0067 \text{ ft}^3/\text{detik}} = 1202,406 \text{ detik (memenuhi)} \end{aligned}$$

6. Menentukan Diameter Reaktor

Susunan pipa dalam reaktor berbentuk segitiga (triangular) dengan :

$$\begin{aligned} P_t &= \text{OD} + 1/4 \text{ OD} \\ &= 6,63 + 1/4 \times 6,63 \\ &= 8,2813 \text{ in.} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi satu } p_t = P_t \cdot \sin 60^\circ$$

$$= 8,2813 \cdot \sin 60^\circ$$

$$= 7,1716 \text{ in.}$$

Luasan triangular pitch

$$A = 1/2 \times P_t \times t$$

$$= 1/2 \times 8,28 \times 7,17$$

$$= 29,695 \text{ in}^2 = 0,2475 \text{ ft}^2$$

Dengan Nt = 460 buah, maka :

$$\text{Luas pipa} = N_t \times \text{luas segitiga}$$

$$= 460 \times 0,2475$$

$$= 114 \text{ ft}^2$$

Asumsi luas pipa 90% luas total

$$\text{Luas total} = \frac{\text{Luas pipa}}{0,9}$$

$$= \frac{114}{0,9}$$

$$= 126,476 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter reaktor:

$$\text{Luas total} = \frac{\pi}{4} \times d_i^2$$

$$d_i^2 = \frac{\text{Luas total}}{\pi / 4}$$

$$d_i^2 = \frac{126}{\pi / 4}$$

$$d_i^2 = 161$$

$$d_i = 12,6932 \text{ ft} = 152,3178 \text{ in}$$

7. Menentukan tebal reaktor

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i + c}{2 (f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)}$$

dimana :

- t_s = Tebal dinding silinder (in)
- p_i = tekanan design dari reaktor (psig)
- f = allowable stress bahan
- d_i = Diameter dalam reaktor (in)

$$t_s = \frac{53,4 \cdot 152,32 + 1}{23943,28533 \cdot 16}$$

$$= 0,4024 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{6,44}{16} \approx \frac{7}{16}$$

standarisasi do:

$$\text{do} = \text{di} + 2 \text{ ts}$$

$$= 152,32 + 2(\text{ts}) = 153,1928 \text{ in}$$

$$\text{do standart} = 156 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91, diperoleh:

Untuk $\text{ts} = \text{in}$, maka $\text{do baru} = \text{in}$; $r = \text{in}$; $\text{icr} = \text{in}$.

$$\text{di baru} = \text{do baru} - 2 \text{ ts}$$

$$= 156 - 0,8750 \text{ in}$$

$$= 155,125 \text{ in}$$

8. Menentukan tebal dan tinggi tutup reaktor

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head.

$$\text{th a/b} = \frac{0,885 \cdot \text{Pi} \cdot \text{D}}{(f \cdot E - 0,1 \cdot \text{Pi})} + c$$

$$= \frac{0,89 \times 53,429 \times 155,1250}{11998,3571} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,67 \times \frac{16}{16} = \frac{10,781}{16} \approx \frac{12}{16}$$

Tinggi tutup atas dan bawah

$$\text{h a/b} = 0,169 \text{ di}$$

$$= 0,169 \times 155,1250$$

$$= 26,2161 \text{ in}$$

9. Menentukan Tinggi Reaktor

Dari Brownell & young, tabel 5.4, hal. 8 $\frac{3}{16}$ in, dipeeroleh:

$$\text{sf} = 3,5 \text{ in}$$

Dari Brownell & yaoung, tabel 5.7, hal. 91 untuk OD = in, dipeeroleh:

$$r = \text{di} = 155,1250 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 9 \frac{2}{3} \text{ in}$$

$$\text{Tinggi pipa} = 40 \text{ ft} = 480 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi reaktor (L)} = \text{tinggi silinder} + 2x \text{ tinggi tutup} + 2 x \text{ sf}$$

$$= 480 + 52,4323 + 7,0$$

$$= 539,4323 \text{ in} = 44,9527 \text{ ft}$$

Kesimpulan dimensi reaktor:

- $d_o = 156 \text{ in}$
- $d_i = 155,1250 \text{ in}$
- $t_s = \frac{7}{16} = \#$
- $t_h = \frac{12}{16}$
- $L = 539,4323 \text{ in} = 44,9527 \text{ ft}$

Tube

- $d_i = 6,065 \text{ in}$
- $d_o = 6,625 \text{ in}$
- $A = 28,9 \text{ in}$
- $P_t = 8,2813 \text{ in}$
- $N_t = 460 \text{ buah}$

10. Menentukan kebutuhan Metana

Beban panas reaktor dari perhitungan neraca panas diperoleh :

$$Q = 131.476.360,7466 \text{ Kkal/jam}$$

$$= 521.389.393,3653 \text{ Btu/jam}$$

$$A = L \cdot a'' \cdot N_t$$

dimana:

A = Luas permukaan panas

L = panjang pipa = 40 ft

a'' = surface per lin ft = 1,588 ft²/ft (App. K Brownell)

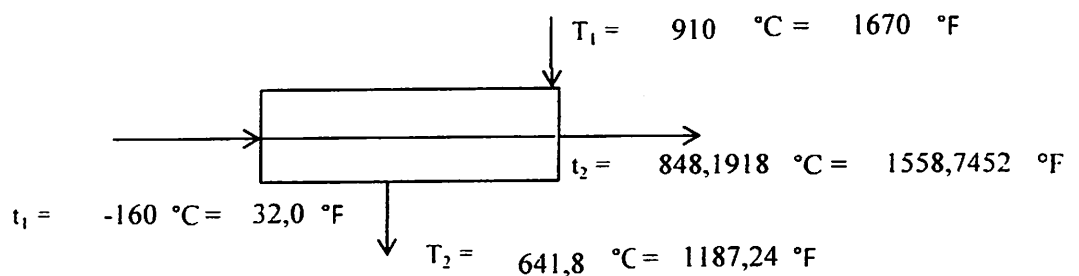
N_t = Jumlah tube = 460 buah

Maka:

$$A = L \cdot a'' \cdot N_t$$

$$= 40 \times 1,588 \times 460$$

$$= 29219,200 \text{ ft}^2$$



$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{Q}{U_d \cdot A} \\ &= \frac{521389393,365}{40 \times 29219,200} \\ &= 446,1017 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \\ &= \frac{111 - 1155,2}{\ln(111 : 1155,2)} \\ &= 446,1017 \end{aligned}$$

Jadi suhu methane keluar adalah $848,1918 \text{ } ^\circ\text{C} = 1558,7452 \text{ } ^\circ\text{F}$

Diketahui Cp merthane adalah $= 0,96 \text{ btu/lbm}^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \text{massa methane} &= \frac{Q}{c_p \cdot \Delta t} \\ &= \frac{521389393,3653}{0,9600 \times (1558,7452 - 32,0)} \\ &= 355733,1880 \text{ lb/jam} \\ &= 161357,0167 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

11. Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)

Bagian Shell (methane)	Bagian Tube (seng dan udara)
Diketahui data:	Diketahui data:
Cp umpan = $0,96 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$	Cp umpan = $1,9669 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$
ρ umpan = $2,4096 \text{ lb/ft}^3$	ρ umpan = $197,28 \text{ lb/ft}^3$
k umpan = $0,35 \text{ btu/jam.ft } ^\circ\text{F}$	k umpan = $0,179 \text{ btu/jam.ft } ^\circ\text{F}$
feed masuk = $161357,0167 \text{ kg/jam}$	feed masuk = $141015,8592 \text{ kg/jam}$
= $355733,1880 \text{ lb/jam}$	= $310888,3777 \text{ lb/jam}$
pt = $8,2813 \text{ in}$	
C = pt - do = $1,6563$	

1. Menghitung N_{Re}

$$a_s = \frac{I_{ds} \times C' \times B}{P_t \times 144} = 2,1545 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga (N+1)

$$\text{trial B} = 10,0$$

(sehingga N+1 = bil.bulat)

$$N+1 = (12 \times B) / L$$

$$= (12 \times B = 3,00)$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{355733,1880}{2,1545}$$

$$= 165110,6497 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\mu = 1,73 \text{ cp}$$

$$d_e = \frac{4 \cdot (p_T^2 - \pi \cdot d_o^2 / 4)}{\pi \cdot d_o}$$

$$= 6,2799$$

$$NRe_s = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{165110,65 \times 6,2799}{1,73 \times 2,42}$$

$$= 247664,1154$$

$$2. JH = 400 \quad (\text{Kern. fig. 24, hal. 834})$$

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 936,5587$$

1' Menghitung N_{Re} pipa

$$a_t = \frac{N_t \times a'}{144}$$

$$= 92,3194 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{310888,3777}{92,3194}$$

$$= 3367,5287 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\mu = 6,0394$$

$$NRe_t = \frac{G_t \times d_i}{\mu}$$

$$= \frac{3367,5287 \times 0,5054}{6,0394}$$

$$= 281,8169$$

$$2'. JH = 40$$

$$3'. h_i = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 71,6937$$

$$4'. h_{io} = \frac{D_i}{D_o} \times h_i$$

$$= 65,6336$$

Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= \frac{936,5587 \times 65,63}{936,5587 + 65,63} = 61,33523 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= \frac{61,335235 - 40}{61,335235 \times 40} = 0,0087 \quad \text{jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Karena harga R_d hitung $>$ R_d tetapan, ($0,0087 > 0,004$) jam.ft².°F/Btu, maka rancangan reaktor memenuhi.

12. Checking pressure drop

$$NRe_t = 281,8169$$

$$f = 0,0005 \quad (\text{Kern figure 26})$$

$$\rho \text{ umpan} = 197,2759 \text{ lb/ft}^3$$

$$S = \frac{\rho \text{ umpan}}{62,5}$$

$$= \frac{197,28}{62,5}$$

$$= 3,1564$$

$$G_t = 3367,5287 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times dt \times S_g \times \phi}$$

$$= 0,001562 \text{ psi}$$

Maksimum pressure drop yang diijinkan dalam tube reaktor adalah 2 psi, maka perencanaan tube telah memadai dimana $0,001562 < 2$ psi

13. Penentuan ukuran Nozzle

Perencanaan nozzle :

- a. Nozzle untuk pemasuka umpan
- b. Nozzle untuk pengeluaran produk
- c. Nozzle untuk pemasuka Metana
- d. Nozzle untuk pengeluaran Metana

A. Nozzle untuk pemasukan umpan (uap seng)

$$\text{Rate umpan masuk} = 3617,6727 \text{ kg/jam} = 7975,6448 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 197,2759 \text{ lb/ft}^3$$

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

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3617,6727}{197,2759} \\
 &= 18,3381 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0051 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0051^{0,45} \times 197,2759^{0,13} \\
 &= 0,7204 \text{ in} \\
 &= 0,0600 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 3/4 in sch. 80
- OD = 1,0500 in
- ID = 0,7420 in
- A = 0,00300 ft²

B. Nozzle untuk pemasukan umpan (udara)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate umpan masuk} &= 1078,4868 \text{ kg/jam} = 2377,6687 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas umpan} &= 0,0807 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan masuk}}{\text{Densitas umpan}} \\
 &= \frac{2377,6687}{0,0807} \\
 &= 29463,1 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 8,1842 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 8,184^{0,45} \times 0,0807^{0,13} \\
 &= 7,241 \text{ in} \\
 &= 0,6034 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 8 in sch. 80
- OD = 8,6250 in
- ID = 7,6250 in
- A = 0,31710 ft²

C. Nozzle untuk pengeluaran produk

$$\text{Rate produk keluar} = 4696,1148 \text{ kg/jam} = 10353,215 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 425,0004 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate produk keluar}}{\text{Densitas umpan}}$$

$$= \frac{4696,1148}{425,0004}$$

$$= 11,0497 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0031 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,0031^{0,45} \times 425,0004^{0,13}$$

$$= 0,6338 \text{ in}$$

$$= 0,0528 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 3/4 in sch. 80
- OD = 1,0500 in
- ID = 0,7420 in
- A = 0,00300 ft²

D. Nozzle untuk pemasukan Metana

$$\text{Rate umpan masuk} = 161357,0167 \text{ kg/jam} = 355733,19 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 2,4096 \text{ lb/ft}^3$$

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

$$= \frac{17786,6594}{2,4096}$$

$$= 7381,5 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2,0504 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 2,050^{0,45} \times 2,4096^{0,13}$$

$$= 6,0401 \text{ in}$$

$$= 0,5033 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 1/2 in sch. 80

- OD = 0,8400 in
- ID = 0,5460 in
- A = 0,00163 ft²

E. Nozzle untuk Pengeluaran Metana

$$\text{Rate umpan masuk} = 161357,0167 \text{ kg/jam} = 355733,19 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 2,4096 \text{ lb/ft}^3 = 0,0000 \text{ lb/ft}^3$$

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

$$= \frac{17786,6594}{2,4096}$$

$$= 7381,5 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2,0504 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 2,050^{0,45} \times 2,4096^{0,13} \\ &= 6,0401 \text{ in} \\ &= 0,5033 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 1/2 in sch. 80
- OD = 0,8400 in
- ID = 0,5460 in
- A = 0,00163 ft²

F. Nozzle untuk Pengeluaran Nitrogen berlebih

$$\text{Rate umpan masuk} = 136319,6997 \text{ kg/jam} = 300535,06 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 150,4337 \text{ lb/ft}^3 =$$

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

$$= \frac{300535,0641}{150,4337}$$

$$= 1997,8 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,5549 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,555^{0,45} \times 150,4337^{0,13} \end{aligned}$$

$$= 5,7416 \text{ in}$$

$$= 0,4785 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 6 in sch. 80
- OD = 6,6250 in
- ID = 5,7610 in
- A = 0,04587 ft²

G. Nozzle untuk pemasangan Pressure dan Thermo Kontrol

Pengukuran tekanan dan temperature digunakan lubang dengan ukuran diameter 1 in dan tebal 3/16 in

14. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

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

1. Gasket

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

Bahan konstruksi : Flange metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel

Gasket factor (m) : 3,75

design seating stres : 9000 psia

2. Bolting

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

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347

Tensile strength mi : 75000 psia

Allowable stress (f : 15000

3. Flange

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

Bahan komstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Tensile strength mi : 75000 psia

Allowable stress (f : 18750

Type flange : Ring flange loose type

6.5.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

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

$$\sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}}$$

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket
- d_i = diameter dalam gasket
- y = yield stress = 9000 psia
- p = internal pressure = 12,33 psia
- m = gasket factor = 3,75

Diketahui di gasket = di shell 95,375 in = 7,948 ft

Maka didapatkan :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - (43,5233 \times 3,75)}{9000 - 43,5233(3,75 + 1)}}$$

$$d_o = 1,0007 \times 7,9479$$

$$d_o = 7,95 \text{ ft} = 95,4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{95,441 - 95,375}{2} \end{aligned}$$

$$= 0,0329 \approx \#$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = 1/4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{D rata-rata gasket (G)} &= d_o + n \\ &= 95,375 \text{ in} + 1/4 \text{ in} \\ &= 95,625 \text{ in} = 7,969 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.5.2. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

▪ 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, persamaan 12.12 hal. 229 :

Lebar setting gasket bawah:

$$\begin{aligned} b_o &= n/2 \\ &= 0,1250 \end{aligned}$$

- Sehingga didapatkan H_y :

$$H_y = W_{m2} = 3,14 \times 0,1250 \times 95,63 \times 9000$$

$$H_y = 337795,3125 \text{ lb}$$

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

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p$$

$$H_p = 2 \times 3,14 \times 0,1250 \times 95,63 \times 3,75 \times 12,3300$$

$$H_p = 3470,8468 \text{ lb}$$

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

Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \pi/4 \cdot G^2 \cdot p$$

$$H = 0,79 \times 95,625^2 \times 12,330$$

$$H = 88506,5943 \text{ lb}$$

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

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

$$W_{ml} = H + H_p$$

$$= 88506,59432 \text{ lb} + 3470,847 \text{ lb}$$

$$= 91977,4412 \text{ lb}$$

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

- *Perhitungan luas minimum bolting area*

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal. 240 :

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

$$= \frac{91977,4412}{15000}$$

$$= 6,13 \text{ in}^2 = 0,04 \text{ ft}^2$$

- *Perhitungan Bolting Optimum*

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran bau = 1 in

- Root area = 0,55 in²

$$\text{Jumlah bolting opti} = \frac{A_{ml}}{\text{root area}}$$

$$= \frac{6,1318}{0,551}$$

$$= 11,1 \approx 12 \text{ buah}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 dan tabel 12.3 halaman 227:

- Bolt spacing = 2 1/4 in

- Minimum radial distance (R) = 1 3/8 in

- Edge distance (E) = 1 1/16 in

- Bolting circle diameter (C) :

$$C = d_i \text{ shell} + 2 (1,415 \cdot g_o + R)$$

◦ Dimana :

$$\begin{aligned} - d_i \text{ shell} &= 155,1250 \text{ in} \\ g_o &= \text{tebal shell (ts)} \\ &= 7/16 \end{aligned}$$

◦ Maka bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned} C &= 155,13 + 2 [(1,4 \times 7/16) + 1 3/8] \\ &= 159,11 \text{ in} \end{aligned}$$

◦ Diameter luar flange

$$\begin{aligned} OD &= C + 2 E \\ &= 159,1131 + 2 \times 1 1/16 \\ &= 161,2381 \text{ in} = A \end{aligned}$$

Check lebar gasket

$$\begin{aligned} A_b \text{ actua} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ A_b \text{ actua} &= 12 \times 0,551 \text{ in}^2 \\ A_b \text{ actua} &= 6,6828 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= 6,6828 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 9000 \times 95,6250} \\ &= 0,0185 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L < n$ 0,25000 in, jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

▪ *Perhitungan Moment*

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

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94 hal. 242}) \\ W &= \left(\frac{21,1 + 21,6815}{2} \right) \times 15000 \\ &= 96109,94115 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$h_G = \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.101 hal. 242})$$

$$h_G = \frac{159,11 - 95,625}{2}$$

$$= 31,7 \text{ in}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$M_a = W \times h_G$$

$$M_a = 96109,94115 \times 31,7$$

$$M_a = 3050919,979 \text{ lb.in}$$

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

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 91977,4412 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (H_D)

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 243 :

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

Dimana :

$$- B = \text{do shell reaktor} = 156 \text{ in}$$

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

Maka :

$$H_D = 0,785 \times 156^2 \times 14,7$$

$$H_D = 280825,272 \text{ lb}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (h_D)

Dari Brownell & Young, pers. 12.100 hal. 243 :

$$h_D = \frac{C - B}{2}$$

$$= \frac{159,11 - 156}{2} = 1,56 \text{ in}$$

- Moment M_D

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 242 :

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 280825,272 \times 1,56$$

$$M_D = 437122 \text{ lb.in}$$

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

$$H_G = W - H$$

$$= 91977,4412 - 88506,5943$$

$$= 3470,8468 \text{ lb}$$

- **Moment Mg**

Dari Brownell & Young, pers. 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 3470,8468 \times 31,7 \\ &= 110178,7789 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 88506,5943 - 280825,272 \\ &= 192318,68 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{1,56 + 0}{2} \\ &= 0,78 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Moment MT**

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 192318,68 \times 0,78 \\ M_T &= 149678,02 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 437122,0874 + 110178,8 + 149678 \text{ lb.in} \\ &= 696978,8872 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Karena $M_a < M_o$, maka $m_{\max} = M_a = 3050919,979 \text{ lb.in}$

6.5.3. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, pers. 12.85 hal. 239 :

$$f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B}$$

Sehingga didapatkan rumus :

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \\ k &= A/B \end{aligned}$$

Dimana :

- A = diameter luar flange = 161,2381 in
- B = diameter dalam = 159,1131 in

- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 18750 psia

Maka :

$$k = A/B = 1,0134$$

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

- $Y = 96$

- $M = 3050919,979 \text{ lb.in}$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{96 \times 573447,766}{18750 \times 99,094}}$$

$$t = 9,91 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
 Tensile strength minin : 75000 psia
 Allowable stress (f) : 18750
 Tebal flange : 9,91 in
 Diameter dalam (Di) : 159,11 in
 Diameter luar (Do) : 161,2381 in
 Type flange : Ring flange loose type

2. Bolting

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade M type 347
 Tensile strength minin : 75000 psia
 Ukuran baut : 1 in
 Jumlah baut : 12 buah
 Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

Bahan konstruksi : asbestos filled
 Gasket factor (m) : 3,75
 Min design seating str : 9000 psia
 Tebal gasket (n) : 4/16 in



15. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban reaktor dan perlengkapannya.

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas standart dishead
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat liquid dalam reaktor

Berat attachment

Dasar Perhitungan :

a. Berat shell reaktor

Rumus :

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

Dimana :

- W_s = berat shell reaktor, lb
- d_o = diameter luar shell = 156 in = 13,000 ft
- d_i = diameter dalam shell = 155,1250 in = 12,927 ft
- H = tinggi shell reaktor (L_s) = 480,0000 in = 40,000 ft
- ρ = densitas dari bahan konstru = 501 lb/ft³

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

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= 0,79 \times (13^2 - 12,927^2) \times 40,000 \times 501 \\ &= 29759,0456 \text{ lb} \\ &= 13498,6145 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat tutup atas dan bawah standart dishead

Rumus :

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

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

(Hesse, pers. 4-16 hal. 92)

Dimana :

- W_d = berat tutup atas reaktor, lb
 - A = luas tutup atas standart dishead, ft²
 - t = tebal tutup atas (tha) = 12/16 in = 0,75 ft
 - ρ = ρ bahan konstruksi = 501,31 lb/ft³
- (Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- L = crown radiu. = 155,125 in = 12,9 ft
 - h = tinggi tutup atas reak = 26,2161 in = 2,18 ft

Luas tutup atas :

$$A = 6,28 \times 155,125 \times 26,2161$$

$$= 25539,356 \text{ in}^2 = 177,35664 \text{ ft}^2$$

Berat tutup atas dan bawah :

$$W_d = 177,3566 \times 0,06 \times 501,31 \times 2$$

$$W_d = 11114 \text{ lb} = 5041,2303 \text{ kg}$$

b. Berat isi dalam reaktor

Berat bahan

Rumus :

$$W_i = m \cdot t$$

Dimana :

- m = berat larutan dalam reaktor = 666611,2423 lb/jam

- t = waktu tinggal liquid dalam reaktor = 20 menit = 0,333333 jam

Maka :

$$W_i = 666611,2423 \times 0,33333$$

$$= 222203,7474 \text{ lb}$$

$$= 100790,9587 \text{ kg}$$

Berat Tube

$$\text{Volume bahan tube} = \frac{\pi \times (D_o - D_i)^2 \times L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (6,625 - 6,065)^2 \times 155,13}{4}$$

$$= 68,19295 \text{ in}^3$$

$$= 0,039464 \text{ ft}^3$$

Volume total tube adalah :

$$V = \text{Volume bahan tube} \times \text{jumlah tube}$$

$$= 0,039464 \times 460$$

$$= 18,15322 \text{ ft}^3$$

Berat tube adalah (W2)

$$W_2 = V \times \rho$$

$$= 18,1532 \text{ ft}^3 \times 501,313 \text{ lb/ft}^3 = 9100,44 \text{ lb} = 4127,9331 \text{ kg}$$

Berat Baffle

Tinggi tube = 40 ft = 480 in

ID shell = 155,1250 in

Baffle spacing = 1/2 Ids

$$\begin{aligned}
 &= 56,8125 \text{ in} = 4,734375 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah baffle} &= \frac{\text{Tinggi tube}}{\text{Baffle spacing}} \\
 &= \frac{40}{4,7344} \\
 &= 8,4488 \approx 9 \text{ buah} \\
 \text{Tebal baffle} &= 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Luas baffle (A)} &= 75 \% \times \pi/4 \times d_i^2 \\
 &= 0,75 \times \pi/4 (155,1)^2 \\
 &= 91,3298 \text{ in}^2 = 0,634235 \text{ ft}^2 \\
 \text{Volume baffle} &= A.t \\
 &= 91,3298 \times 0,1875 \\
 &= 17,1243 \text{ in}^3 = 0,00991 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat baffle (W3)} &= V \times \rho \times \text{jumlah baffle} \\
 &= 0,0099 \times 501,3129 \times 9 \\
 &= 44,7117 \text{ lb} = 20,281 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tube sheet

$$\begin{aligned}
 \text{Luas baffle} &= 66,8970 \text{ in}^2 = 0,464563 \text{ ft}^2 \\
 \text{Tebal baffle} &= 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Luas baffle} &= 80 \% \text{ luas tube sheet} \\
 \text{Luas tube sheet} &= \frac{100}{80} \times 66,8970 \text{ in}^2 \\
 &= 83,6213 \text{ in}^2 = 0,581 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Berat tube sheet (W4)

$$\begin{aligned}
 W5 &= 2 \times \text{luas} \times \text{tebal} \times \text{densitas bahan} \\
 &= 2 \times 0,5807 \times 0,1875 \times 501,313 \\
 &= 109,1677 \text{ lb} = 49,518 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

g. Berat Attachment

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

Dari Brownell & Young, hal. 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

- W_a = berat attachment, lb

$$- W_s = \text{berat shell reaktor} = 29759,0456 \text{ lb} = 13498,6145 \text{ kg}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= (0,18) \times (1757,8048 \text{ lb}) \\ &= 2429,7506 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	13498,6145
W_{tutup}	5041,2303
W_1	100790,9587
W_2	4127,9331
W_3	20,2811
W_4	49,5182
$W_{\text{attachment}}$	2429,7506
W_{total}	125958,2864

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total berat reaktor

$$\begin{aligned} &= 1,1 \times 125958,2864 \\ &= 138554,1151 \text{ kg} \end{aligned}$$

6.7. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

a. Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young, pers. 10.76 hal. 197 :

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

Dimana :

- P = beban tiap kolom, lb
- P_w = total beban permukaan karena angin, lb
- H = tinggi vessel dari pondasi, ft
- L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft
- D_{bc} = diameter anchor bolt circle, ft

- n = jumlah support
- ΣW = berat total, lb
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$P = \frac{138554,1151}{4} = 34638,53 \text{ kg} = 76364,1 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
 - Tinggi reaktor (H) = 539,4323 in = 44,9527 ft
 - Panjang penyangga = $\frac{1}{2}(H + L)$
= $\frac{1}{2}(17,4712 + 5)$ ft
= 24,98 ft = 299,7161 in
- Jadi panjang penyangga = 24,98 ft = 299,7161 in

b. *Trial ukuran I beam*

Trial ukuran I beam 10" ukuran 10 x 4 5/8 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355, didapatkan :

- Nominal size = 10 in
- Berat = 35 lb
- Area of section (A_y) = 10,22 in²
- Depth of beam (h) = 10 in
- a = 1,5 in
- Width of flange (b) = 4,944 in
- I = 145,8 in⁴
- Axis (r) = 3,78 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

- $L/r = (136,3269 \text{ in}) / (4,83 \text{ in})$
 $L/r = 79,3$

Karena L/r antara 60 - 200, maka :

$$- f_c = \frac{18000}{1 + \left(\frac{(L/r)^2}{18000} \right)}$$

$$= 13340,5246 \text{ psia}$$

$$- f_{\text{eksentrik}} = \frac{P \times (a + 1/2 b)}{I_{1-1} / 1/2 b}$$

$$= \frac{76364,1005 \times (1,5 + 2,5)}{145,8 / 2,5}$$

$$= 5142,6791$$

$$- A = \frac{P}{f_c - f_{\text{eksentrik}}}$$

$$= \frac{76364,1005}{8197,8455}$$

$$= 9,31514 \text{ in}^2 < 10,2200 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}$$

Karena $A < A$ yang tersedia, berarti trial I beam sudah memadai.

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 10 x 4 5/8 in
- Berat = 35 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

6.8. Base Plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5 % dan toleransi lebar 20 %.
(Hesse. hal. 163)
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

Dasar Perhitungan :

a. Luas base plate

Rumus :

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in²
- P = beban dari tiap-tiap = 76364,1005 lb
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi bearing capacity yang terbuat dari beton

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

Sehingga :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{76364,1005}{600} \\ &= 127,2735 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

b. Panjang dan lebar base plate

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

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate
= 127,2735 in²
- p = panjang base plate, in
= $2m + 0,95h$
- l = lebar base plate, in
= $2n + 0,8b$

Diasumsikan $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 4,9440 \text{ in}$$

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

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b) \\ 127,2735 &= [2m + (0,95 \times 10)] \times [2n + (0,8 \times 4,944)] \\ 127,2735 &= (2m + 9,5) \times (2m + 3,9552) \\ 127,2735 &= 4m^2 + 26,9104 m + 37,5744 \\ 89,6991 &= 4m^2 + 26,9104 m \\ 0 &= 4m^2 + 26,9104 m - 89,6991 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-14,3) \pm \sqrt{(14,3)^2 - (4 \times 4) \cdot (-15,6186)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 2,4448$$

$$m_2 = -9,1724$$

Diambil $m = 2,44481$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{- Panjang base plate (p)} &= 2m + 0,95h \\ &= (2 \times 2,4448) + (0,95 \times 10) \\ &= 14,3896 \text{ in} \approx 15 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\
 &= (2 \times 2,4448) + (0,8 \times 4,944) \\
 &= 8,84 \text{ in} \approx 9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 15 in dan lebar base plate 9 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 15 x 9 in dengan luas (A)
 $= 135 \text{ in}^2$.

c. Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

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

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in²
- P = beban tiap kolom = 76364,1005 lb
- A = luas base plate = 135 in²

Maka :

$$\begin{aligned}
 f &= \frac{76364,1005}{135} \\
 &= 565,6600 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi

d. Peninjauan terhadap harga m dan n

- Panjang base plate (p)

$$\begin{aligned}
 p &= 2m + 0,95h \\
 15 &= 2m + (0,95 \times 10) \\
 m &= 0,7895
 \end{aligned}$$
- Lebar base plate (l)

$$\begin{aligned}
 l &= 2n + 0,8b \\
 9 &= 2n + (0,8 \times 4,944) \\
 n &= 1,1377
 \end{aligned}$$

Karena harga $n > m$, maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga n.

e. Tebal base plate

Dari Hesse, pers. 7-12 hal. 163 :

$$t = \sqrt{0,00015 \cdot f \cdot n^2}$$

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- f = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 565.6600 psi

$$- n = 1,1377427 \text{ in}$$

Tebal base plate

$$t = 0,3314 \text{ in} \approx 0,5 \text{ in}$$

Jadi digunakan tebal base pl: 0,5 in

f. Ukuran baut

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ &= \frac{76364,1005}{4} \\ &= 19091,0251 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } f_{\text{baut}} &= \text{stress tiap baut max} \\ &= 12000 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{19091}{12000}$$

$$A_{\text{baut}} = 1,59092 \text{ in}^2$$

$$d_{\text{baut}} = 1,42 \text{ in}$$

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

$$\text{ukuran baut (d)} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Root area (A)} = 1,744 \text{ in}^2$$

6.9. Perhitungan Lug dan Gusset

Dasar Perhitungan :

Dari gambar 10.6, hal 191, Brownell diperoleh :

a. Lebar Lug

$$\begin{aligned} A &= \text{lebar lug} &= 2 \times \text{ukuran baut} + 10 \text{ in} \\ & &= 2 \times 1 \frac{3}{4} + 10 \text{ in} \\ & &= 13,5000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \text{jarak antar gusset} &= \text{ukuran baut} + 4,944 \text{ in} \\ & &= 2 \times 1 \frac{3}{4} + 4,9 \text{ in} \\ & &= 8,4440 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Lebar Gusset

$$\begin{aligned} \text{Lebar gusset (L)} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\ &= 2 \times (5 - \frac{7}{8}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8,138 \text{ in} \\
 \text{Lebar lug atas (a)} &= 0,5 (\text{panjang kolom} + \text{ukuran baut}) \\
 &= 0,5 \times (8,138 + 1 \frac{3}{4}) \\
 &= 3,1940 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perbandingan tebal base plat} &= \frac{B}{L} && \text{(Brownell \& Young Hal 193)} \\
 &= \frac{8,4440}{8,1380} = 1,04 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat $\gamma_1 = 0,565$

$$\begin{aligned}
 e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\
 &= 0,5 \times 1 \frac{3}{4} \\
 &= 0,8750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari persamaan 10.40, hal 192, Brownell :

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

Dimana :

$$\begin{aligned}
 P &= \text{beban tiap baut} && = 76364,1005 \text{ lb} \\
 \mu &= \text{posson's ratio} && = 0,3 \text{ untuk steel} \\
 L &= \text{panjang horisontal plate bawah} && = 13,5000 \\
 e &= \text{nut dimension} && = 1,750 \text{ in} \\
 \gamma_1 &= 0,565
 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
 M_y &= \frac{76364,1005}{4\pi} \left[(1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 7}{\pi \times 1,438} + (1 - 0,565) \right] \\
 &= 32405,6289 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{thp} &= \sqrt{\frac{6 \times 1514,7762}{15000}} \\
 &= 3,6003 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 3,6003 in

d. Tebal Plate Vertikal (Gusset)

Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal

$$\text{gusset min} = \frac{3}{8} \times \text{thp}$$

$$= \frac{3}{8} \times 3,6003$$

$$= 1,3501 \text{ in}$$

e. Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} \text{hg} &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 13,500 + 1 \frac{3}{4} \\ &= 15,250 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Tinggi Lug

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Lug} &= \text{hg} + 2 \text{ thp} \\ &= 15,250 + 2 \times 3,6003 \\ &= 18,2 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

◊ Lug

$$\begin{aligned} - \text{Lebar} &= 13,5000 \text{ in} \\ - \text{Tebal} &= 3,6003 \text{ in} \\ - \text{Tinggi} &= 18,2006 \text{ in} \end{aligned}$$

◊ Gusset

$$\begin{aligned} - \text{Lebar} &= 8,1380 \text{ in} \\ - \text{Tebal} &= 1,3501 \text{ in} \\ - \text{Tinggi} &= 15,2500 \text{ in} \end{aligned}$$

6.10. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :**a. Berat total reaktor**

$$W = 138554,1151 \text{ kg} = 305456,4021 \text{ lb}$$

b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

Rumus :

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

Dimana :

- p = panjang base plate = 15 in = 1,2500 ft
- l = lebar base plate = 9 in = 0,7500 ft
- t = tebal base plate = 0,5 in = 0,0417 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 501 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (1,25 \text{ ft}) \times (0,75 \text{ ft}) \times (0,0417 \text{ ft}) \times (501 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 19,583 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Beban tiap penyangga

Rumus :

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

Dimana :

- L = tinggi kolom = 24,976 ft
- A = luas kolom I beam = 10,2 in² = 0,0710 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari bahan k = 501 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (11,3606 \text{ ft} \times 0,0199 \text{ ft}^2 \times (3,4) \times (489 \text{ lb/ft}^3)) \\ &= 3021,4 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Beban total

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 305456,4021 + 19,583 + 3021,3780 \\ &= 308497,3626 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

- Luas atas = 15 x 15 in
 - Luas bawah = 50 x 50 in
 - Tinggi = 20 in
 - Luas permukaan tanah rata-rata :
- $$A = 50 \times 50 = 2500 \text{ in}^2$$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (1600 \text{ in}^2) \times (20 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$= 50000 \text{ in}^3 = 28,9352 \text{ ft}^3$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

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

Maka :

$$\begin{aligned} W &= 28,9352 \text{ ft}^3 \times 144 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 4166,6667 \text{ lb} \\ &= 1889,9876 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel. dengan :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft²
- Save bearing maximum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\ &= 140 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (40 x 40)in² = 2500 in²

Sehingga :

$$P = \frac{4166,6667 + 308497,3626}{2500}$$

$$P = 125,07 \text{ lb/in}^2 < 140 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi. maka pondasi dengan ukuran (15 x 15) in untuk luas atas dan (50 x 50) in untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 20 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan :

1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
- Do (diameter luar) = 156 in
- Di (diameter dalam) = 155.1250 in

- t_s (tebal silinder) = 7/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 539,4323 in
- $t_{ha/b}$ (tebal tutup) = 12/16 in
- $h_{a/b}$ (tinggi tutup) = 26,2161 in
- Tinggi reaktor = 44,9527 in

2. Nozzle untuk pemasukan umpan Seng

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 3/4 in
- Diameter luar flange (A) = 3 7/8 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 8/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 1 2/3 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 1/2 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 1,05 in
- Panjang julakan (L) = 2 1/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,82 in

3. Nozzle untuk pemasukan umpan Udara

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 8 in
- Diameter luar flange (A) = 13 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 2/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 10 5/8 in
- Diameter hubungan atas (E) = 9 11/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 8,63 in
- Panjang julakan (L) = 4 in
- Diameter dalam flange (B) = 7,98 in

4. Nozel untuk pemasukan pendingin Metana

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1/2 in
- Diameter luar flange (A) = 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 2/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 2 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 1/2 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 0,84 in
- Panjang julakan (L) = 1 7/8 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

4. Nozel untuk pengeluaran pendingin Metana

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1/2 in
- Diameter luar flange (A) = 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 2/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 2 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 1/2 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 0,84 in
- Panjang julakan (L) = 1 7/8 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

5. Nozzle untuk pengeluaran gas N₂

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 6 in
- Diameter luar flange (A) = 11 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 8 1/2 in
- Diameter hubungan atas (E) = 7 9/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 6,63 in
- Panjang julakan (L) = 3 1/2 in
- Diameter dalam flange (B) = 6,07 in

6. Nozzle untuk pengeluaran produk

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 3/4 in
- Diameter luar flange (A) = 3 7/8 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 8/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 1 2/3 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 1/2 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 1,05 in
- Panjang julakan (L) = 2 1/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,82 in

7. Nozzle untuk Thermo meter

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 in
- Diameter luar flange (A) = 4 1/4 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 9/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol = 2 in

- Diameter hubungan atas (E) = 2 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan = 1 1/3 in
- Panjang julakan (L) = 2 3/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 1,05 in

10. Flange

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum = 9.9083 psia
- Allowable stress (f) = 159,11
- Tebal flange = 161,2381 in
- Diameter dalam (Di) flange = 159,1131 in
- Diameter luar (Do) flange = 161,2381 in
- Type flange = Ring flange loose type

11 Bolting

- Bahan konstruksi = H A S SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength minimum = 12,129 psia
- Ukuran baut = 15000 in
- Jumlah baut = 4 buah
- Allowable stress (f) = asbestos filled

12 Gasket

- Bahan gasket = Asbestos filled
- Lebar (L) = 0,02 in
- Tebal gasket (n) = 4/16 in
- Gasket faktor (m) = 3,75

Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 299,7161 in
- Ukuran I beam = 10 x 4 5/8 in²
- Area of section (Ay) = 10,22 in
- Depth of beam (h) = 10 in
- Width of flange (b) = 4,944 in
- Axis (r) = 3,78 in

Base Plate

- Panjang (p) = 15 in
- Lebar (l) = 9 in
- Tebal (t) = 1 in

• Ukuran baut	=	1 3/4 in
• Jumlah baut	=	4 buah
• Bahan	=	Cast iron
15 Lug		
• Lebar	=	13,5000 in
• Tebal	=	3,6003 in
• Tinggi	=	18,2006 in
16 Gusset		
• Lebar gusset	=	8,1380 in
• Tebal gusset	=	1,3501 in
• Tinggi gusset	=	15,2500 in
# Sistem Pondasi		
• Luas atas	=	15 x 15 ir
• Luas bawah	=	50 x 50 ir
• Tinggi Pondasi	=	20 in
• Bahan	=	Cemen Sand dan Gravel



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 Seng Oksida ini dipasang beberapa alat kontrol sebagai berikut :

1. Temperatur Controller (TC)

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

2. 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.

3. Pressure Controller (PC)

Berfungsi untuk mengatur tekanan dalam suatu proses secara berlanung.

4. Weight Controller (WC)

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

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

Tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumen
1.	Electric Furnace	Q-114	TC
2.	Cooler	E-117	TC
3.	Bin Seng	G-114	PC
4.	Reaktor	R-110	TC
5.	Bin Produk	F-112	WC
6.	Blower	G-115	FRC

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 Seng Oksida 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, 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, 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 hidrostatik 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 Seng Oksida :

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 Seng Oksida ini, antara lain:

- Air yang berfungsi sebagai air sanitasi.
- 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 tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dibutuhkan sebesar 3758,8734 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.

8.3. Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi 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 sebagai 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.

8.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

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

- keperluan proses dan utilitas
- keperluan penerangan seluruh area pabrik

Dari Appendix D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik Seng Oksida adalah sebesar 1440,065 KWH yang meliputi:

- proses: 1316,616 kWh
- penerangan: 121.4494 kWh
- lain lain : 2 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 Seng Oksida 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

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi dari suatu perusahaan atau industri sangatlah penting, sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial dari masyarakat sehingga akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

Maka dari itu perlu diadakan survei tempat, seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dibagi menjadi dua golongan, yaitu:

1. Faktor Utama

a. Pemasaran (marketing)

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Karena pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Beberapa hal yang harus diperhatikan:

- Untuk mengetahui perubahan konsumen secara langsung dan mudah
- Mengurangi bahaya atau resiko dalam pengangkutan
- Biaya pengangkutan hasil produksi lebih murah

b. Persediaan bahan baku

Ketersedianya bahan baku dan harga dari bahan baku haruslah ditinjau, maka dari itu pabrik hendaknya mendirikan berdekatan dengan sumber bahan baku itu.

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah:

- Kebutuhan bahan baku waktu sekarang dan akan datang.
- Mengurangi bahaya atau resiko kerusakan saat pengangkutan bahan baku
- Biaya pengangkutan bahan baku lebih murah

c. Utilitas (bahan bakar, sumber air, dan listrik)

Unit utilitas adalah salah satu penunjang penting dalam pendirian pabrik dan kelancaran untuk proses produksi. Unit utilitas sendiri terdiri dari air, listrik dan bahan bakar.

- Air

Air merupakan kebutuhan yang penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber yaitu air kawasan, air sungai, dan air dari PDAM. Untuk itu perlu diperhatikan mengenai:

1. Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani kebutuhan pabrik.
2. Kualitas sumber air yang tersedia.
3. Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dua sumber : air sungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Air PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan untuk sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendingin).

- Listrik dan Bahan Bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Ada atau tidaknya listrik di daerah tersebut.
- Jumlah listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik.
- Persediaan tenaga listrik di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar. (<http://repository.usu.ac.id>)

2. Faktor Khusus

a. Transportasi

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

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan roda empat.
- Jalan/rel kereta api.
- Adanya pelabuhan
- Sungai yang dapat dilayari oleh kapal dan perahu.

b. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang ada.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut. (K3 dalam industri teknik kimia)

c. Buangan Pabrik

Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka ada beberapa hal yang harus diperhatikan :

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul (<http://mrsolusi.wordpress.com>)

d. Peraturan perundang-undangan (<http://www.pendidikanekonomi.com>)

Hal-hal yang perlu ditinjau :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada.
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut (K3 dalam industri teknik kimia)

e. Site Karakteristik dari Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya. (<http://www.kimia-lipi.net>)

f. Faktor Lingkungan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

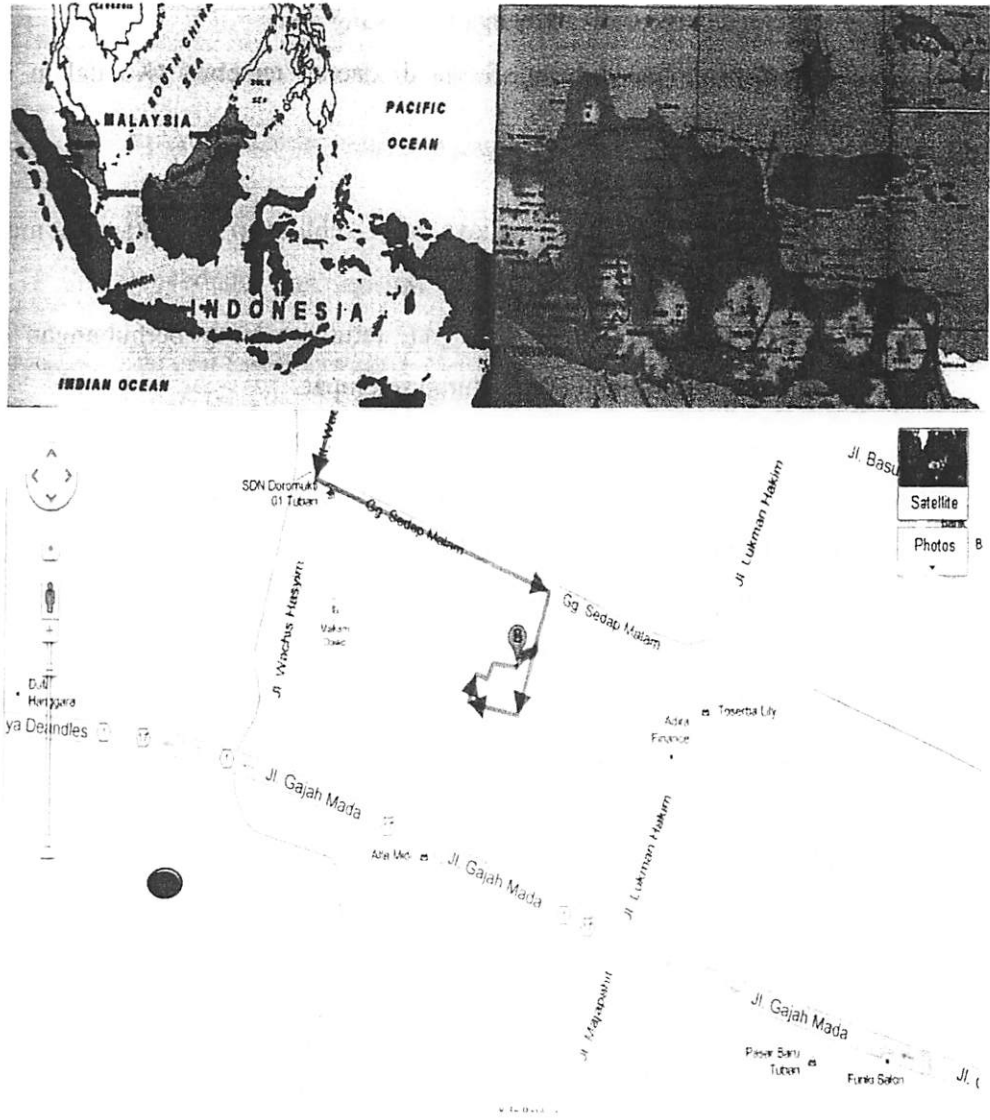
- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan.
- Fasilitas rumah dan tempat ibadah.

g. Pembuangan Limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padat, memperhatikan peraturan pemerintah. (<http://mrsolusi.wordpress.com>)

9.2. Pemilihan Lokasi Pabrik

Berdasarkan faktor - faktor di atas daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik Seng Oksida terletak di **Desa Doromukti, Kabupaten Tuban, Jawa Timur.**



Gambar 9.1. Lokasi Pabrik Seng Oksida

Keterangan :

● = Menunjukkan lokasi pabrik

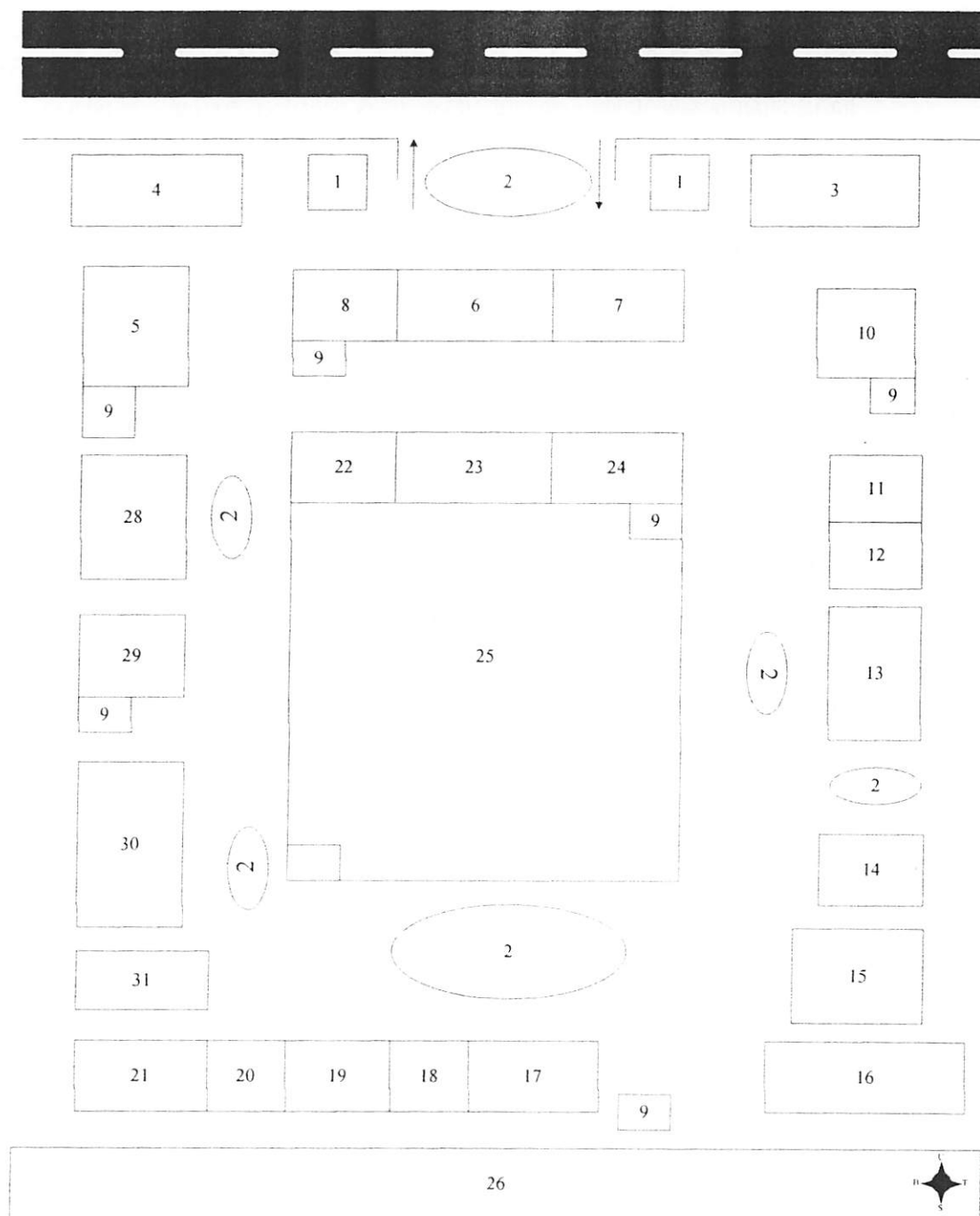
9.3. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

Tata Letak Pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yang meliputi areal proses, areal penyimpanan, dan areal material handling, sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Hal-hal khusus yang harus diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik (plant lay out) adalah:

- Adanya ruangan yang cukup untuk gerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan, tembok, dan atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan air, steam, dan lain-lain.
- Kemungkinan perluasan pabrik di masa mendatang.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti ledakan, kebakaran, timbulnya gas atau asap dan lain-lain.
- Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin).
- Ventilasi yang baik.
- Penerangan ruangan (<http://www.pendidikanekonomi.com>)

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 Seng oksida

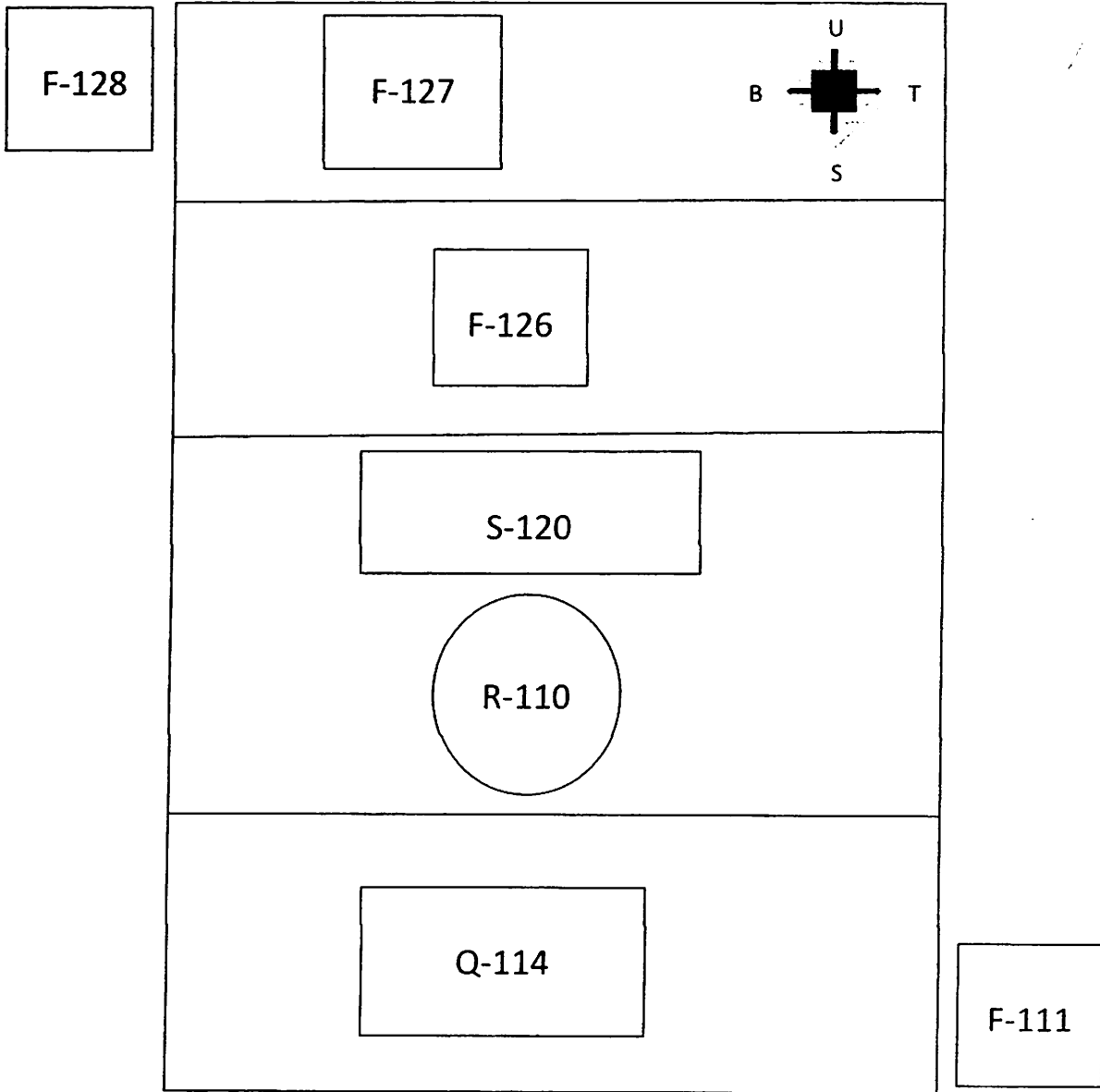
Keterangan Gambar 9.2:

- | | |
|--------------------------------|----------------------------------|
| 1. Pos keamanan/penjagaan | 17. Ruang listrik dan genset |
| 2. Taman | 18. Ruang bahan bakar |
| 3. Parkir tamu | 19. Ruang boiler atau ketel |
| 4. Parkir karyawan | 20. Unit pengolahan air |
| 5. Parkir truk | 21. Bengkel dan garasi |
| 6. Aula | 22. Ruang pertemuan |
| 7. Perpustakaan | 23. Ruang kepala staf dan pabrik |
| 8. Area perkantoran dan TU | 24. Ruang kontrol |
| 9. Toilet | 25. Ruang proses |
| 10. Musholla | 26. Area perluasan.pabrik |
| 11. Poliklinik | 27. Pos penimbangan truk |
| 12. PMK | 28. Gudang produk |
| 13. Kantin | 29. Lab |
| 14. Pemeriksaan bahan baku | 30. LITBANG / RND |
| 15. Gudang bahan baku | 31. Pemadam kebakaran |
| 16. Area waste water treatment | |

9.4. Tata Letak Peralatan Proses

Dalam pengaturan peralatan (equipment lay out) beberapa faktor yang harus diperhatikan, antara lain:

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- Walaupun dalam ruangan penuh alat, harus diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
- Letak peralatan harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.
- Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 9.3.



Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)

Keterangan gambar 9.3 :

1. F-111 : Gudang Bahan Baku
2. Q-114 : Electric Furnace
3. R-110 : Reaktor
4. S-120 : Rotary Cooler
5. F-126 : Bin Produk
6. F-127 : Mesing Pengemas
7. F-128 : Gudang Produk



BAB X

STRUKTUR 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.

10.1. Dasar Perusahaan

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi pabrik : **Desa Doromukti, Kabupaten Tuban, Jawa Timur**
Kapasitas produksi : 20.000 ton/tahun
Status investasi : Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN).

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik Seng Oksida ini direncanakan berstatus perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), bentuk ini digunakan dengan alasan :

1. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan.
3. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
4. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.
5. 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.

10.3. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem garis dan staff. Alasan pemilihan sistem garis dan staff adalah:

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

Di samping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi staf dan garis yaitu:

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luas tugasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli.
3. Perwujudan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik Seng Oksida ini, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Pembagian tanggung jawab dan wewenang berdasarkan departementasi. Pada setiap departemen dibagi lagi menjadi bagian-bagian yang lebih kecil lagi yaitu divisi. Selanjutnya tiap divisi dibagi lagi menjadi unit-unit. Setiap departemen dipimpin oleh seorang manajer yang dibantu oleh asisten manajer, sedangkan untuk divisi dikepalai oleh seorang divisi manajer yang dibantu oleh asisten divisi manajer. (<http://fhatch.wordpress.com>)

10.4. Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi (Job Description)

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang ikut dalam pengumpulan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang besarnya tergantung dari prosentase kepemilikan saham. Kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Penanam saham wajib menanamkan modalnya paling sedikit 1 tahun. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) adalah rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan. RUPS biasanya dilakukan paling sedikit sekali dalam setahun, atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan (neraca telah aktif).

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris terdiri dari para pemegang saham perusahaan. Pemegang saham adalah pihak-pihak yang menanamkan modalnya untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Besarnya kepemilikan pemegang saham terhadap perusahaan tergantung/sesuai dengan besarnya modal yang ditanamkan, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

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

3. Direktur Utama

Posisi direktur utama merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. Tugas dan wewenang direktur utama adalah:

- a. Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manager.
- b. Mengurus harta kekayaan perusahaan.
- c. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
- d. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi.
- e. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- f. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- g. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Dan harus berkonsultasi kepada dewan komisaris setiap akan melakukan tindakan perusahaan yang krusial seperti peminjaman uang ke Bank, memindah tanggakan perseroan untuk menanggung hutang perusahaan, dll.

4. Penelitian dan Pengembangan (R&D).

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

5. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur Produksi dan Teknik diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama. Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran produksi, dimulai dari perencanaan produksi, perencanaan bahan baku, perangkat produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengontrol, dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku sampai menghasilkan produk.

6. Direktur Administrasi dan Keuangan

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

7. Direktur Produksi

Kepala Dept. Produksi bertanggung jawab atas jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi dengan membawahi 3 divisi yaitu:

a. Divisi Proses

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

b. Divisi Gudang

Divisi Gudang bertanggung jawab kepada kepala Departemen Produksi atas ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan sesuai kebutuhan, serta mencatat dan

mengatur distribusi barang yang keluar masuk gudang dan menjaga kondisi gudang sedemikian rupa sehingga barang tidak rusak.

c. Divisi Quality Control dan Laboratorium.

Divisi Quality Control dan Laboratorium bertanggung jawab kepada kepala Dept. Produksi dan bertugas mengawasi dan mengendalikan kualitas bahan baku, produk utama dan produk samping, sehingga didapat produk dengan standard kualitas yang diinginkan dengan melakukan analisa dan pengujian terhadap bahan mentah yang dipasok serta produk Seng Oksida dan produk samping untuk mengetahui kualitasnya.

8. Departemen Teknik

Kepala Departemen Teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka dept. teknik langsung mengatasi masalahnya.

a. Divisi Utilitas

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

b. Divisi Bengkel dan Perawatan

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

9. Departemen Keuangan dan Administrasi

Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi bertanggung jawab mengatur neraca keuangan perusahaan dengan melakukan pembukuan sebaik-baiknya baik pemasukan ataupun pembelanjaan untuk kebutuhan perusahaan, selain itu juga membayarkan gaji ke rekening bank tiap karyawan pada setiap akhir bulan dan akhir pekan. Dan juga membayarkan jaminan sosial atas pemutusan hak kerja (PHK) karyawan. Dept. Keuangan dan Akuntansi membawahi 4 divisi yaitu:

a. Divisi Pembukuan (Akuntansi)

Divisi ini bertugas membuat neraca keuangan dengan melakukan pencatatan dan pembukuan mengenai semua pemasukan dan pengeluaran keuangan perusahaan.

b. Divisi Administrasi

Divisi ini bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan sampai pendistribusian gaji.

c. Divisi Penjualan dan Pembelian

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Keuangan dan Administrasi mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhan pasar agar dapat dipasok setiap saat, serta melakukan promosi kepada masyarakat mengenai produk yang dihasilkan serta menangani pembelian bahan baku dan alat-alat yang menunjang proses serta pembiayaan atas perawatannya.

12. Departemen Umum dan Sumber Daya Manusia.

Kepala Dept. Umum dan SDM bertugas untuk merencanakan dan mengelola hal-hal yang bersifat umum dan ketenagakerjaan. Departemen ini mengatur masalah administrasi, keamanan dan keselamatan, lingkungan, logistik serta hubungan antara perusahaan dengan pihak lain, baik dengan masyarakat, pemerintah maupun dengan perusahaan lain. Departemen ini membawahi 4 divisi:

a. Divisi Humas dan Personalia

Divisi Personalia bertugas untuk menyaring dan menyeleksi calon pegawai/pekerja baru serta mendistribusikan pekerja sesuai dengan keahlian dan kemampuan yang dimilikinya selain itu juga bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan baik di dalam perusahaan, antar instansi ataupun dengan masyarakat setempat maupun dengan pihak pemerintah. sehingga diharapkan dengan kerjasama yang baik dapat menunjang kelangsungan dan kelancaran kegiatan operasional perusahaan.

b. Divisi Keamanan dan Keselamatan

Divisi keamanan bertanggungjawab kepada kepala Departemen Umum dan Sumber Daya Manusia dan bertugas untuk menjaga keamanan perusahaan meliputi pemberian ijin orang luar keluar masuk perusahaan, pengontrolan setiap kendaraan yang masuk perusahaan baik kendaraan bahan baku, produk, sampai kendaraan tamu. Dan juga menjaga keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja di seluruh area pabrik.

c. Divisi Kebersihan dan Logistik

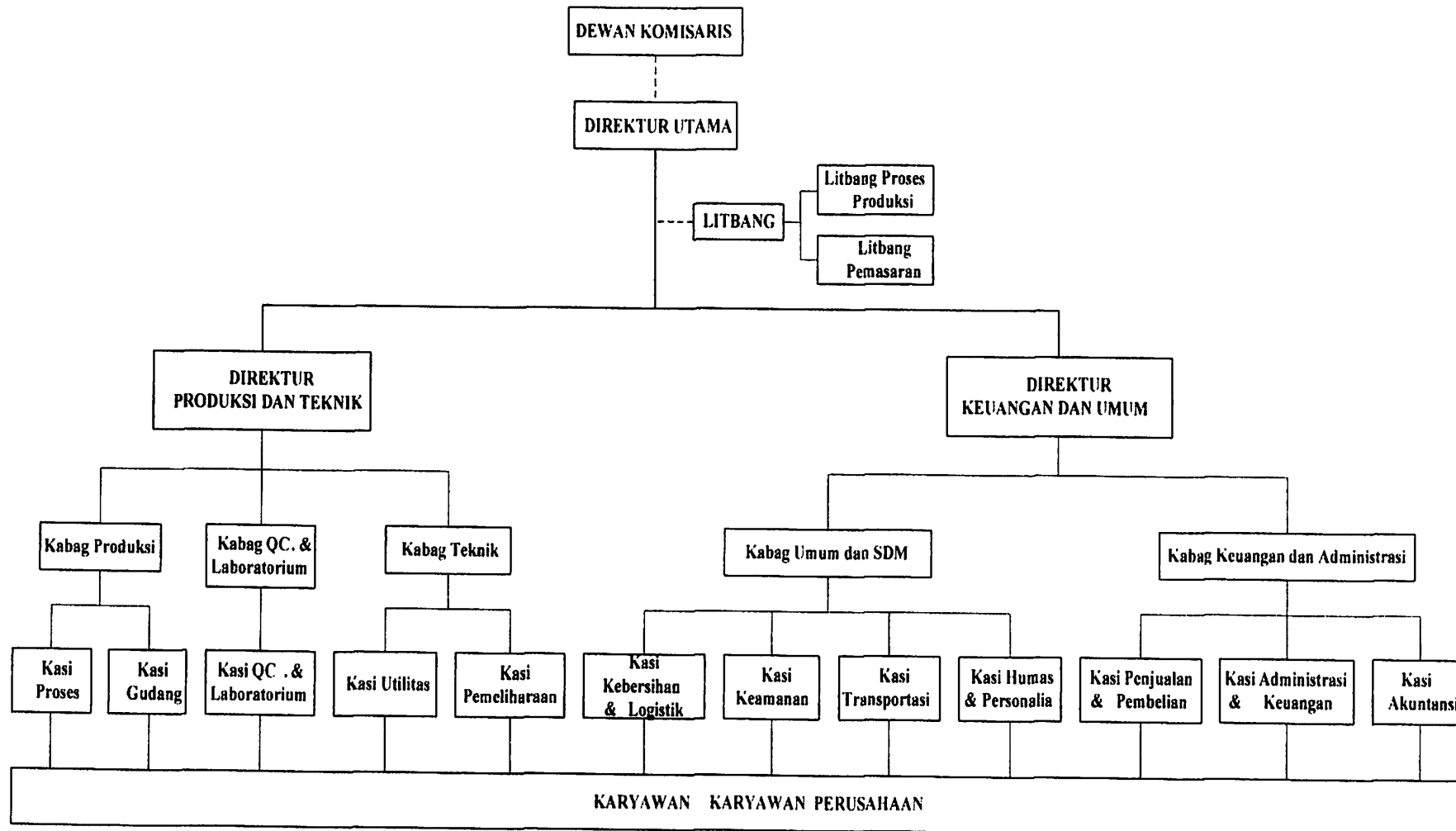
Divisi Kebersihan dan Logistik bertugas menjaga kebersihan, dan keindahan perusahaan mulai dari ruang perkantoran, taman, toilet sampai gudang dan ruang produksi, serta bertugas menyediakan kebutuhan logistik karyawan perusahaan dan pada kegiatan-kegiatan tertentu pada perusahaan.

d. Divisi Transportasi

Divisi ini mengatur penggunaan transportasi mulai dari penyediaan bahan baku sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan dan masalah parkir kendaraan karyawan dan tamu.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.4. Gambar Struktur Organisasi Perusahaan.

(<http://3.bp.blogspot.com>)



Gambar 10.4. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Seng Oksida

10.5. Jaminan Sosial

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

a. Tunjangan

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

b. Fasilitas

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

c. Pengobatan

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

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

d. Insentive atau bonus.

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan

kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

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

10.6. Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik Seng Oksida ini direncanakan akan beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi, atau yang dikenal dengan istilah shut down.

a. Untuk pegawai non shift

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

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut:

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

b. Untuk pegawai shift

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

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 10.1. (K3teknik kimia)

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

R E G U	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

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

10.7. Pengelolaan dan Tingkat Pendidikan Karyawan.

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Seng Oksida (gambar 10.1) yaitu sebagai berikut:

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia.
2. Manager
 - a. Manager produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Manager Administrasi dan Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
3. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA), T. Kimia, Ekonomi
4. Kepala Departemen
 - a. Departemen Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Departemen Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - c. Departemen QC dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
 - d. Departemen Keuangan dan Akuntansi : Sarjana Ekonomi
 - e. Departemen Umum dan SDM : Sarjana Psikologi Industri
5. Kepala Divisi
 - a. Divisi Proses : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Divisi Gudang : Sarjana Teknik Kimia
 - c. Divisi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
 - d. Divisi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - e. Divisi QC. dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (MIPA)
 - f. Divisi Penjualan dan Pembelian : Sarjana Ekonomi dan Promotion
 - g. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi
 - h. Divisi Humas dan Personalia : Sarjana Psikologi dan Hukum
 - i. Divisi Administrasi Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
 - j. Divisi Keamanan dan Keselamatan: Diploma / SMU / SMK
 - k. Divisi Kebersihan dan Logistik : Diploma / SMU / SMK
 - l. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin
 - m. Dokter : Sarjana Kedokteran

6. Karyawan : Sarjana / Diploma / SMU / SMK / SLTP.

10.8. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Step dalam proses = 7 tahap

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi (P)} &= (20.000 \text{ ton/th}) / (330 \text{ hari/tahun}) \\ &= 60,61 \text{ ton/hari.} \end{aligned}$$

Berdasarkan *Vilbrant, fig. 6.35, hal. 235*, didapatkan :

$$M = 15,2 (P)^{0,25} \text{ untuk } \textit{average conditions}$$

$$M \hat{=} 15,2 \times (60,61)^{0,25}$$

$$M = \mathbf{42,41} \text{ (orang jam/hari. Tahapan proses)}$$

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= \mathbf{42,41} \text{ orang jam/hari.tahapan} \times 7 \text{ tahap} \\ &= 297 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka:

$$\text{Karyawan Proses} = \frac{297 \text{ orang jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 99 \text{ orang jam/shift}$$

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

$$\text{Karyawan proses} = \frac{99 \text{ orang .jam / shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 12,37 \approx 13 \text{ orang hari/shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu. yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses keseluruhan} &= 13 \text{ orang hari/shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 52 \text{ orang setiap hari (untuk 4 regu).} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah karyawan dan staf} = 112 \text{ orang}$$

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Seng Oksida adalah 112+52 orang. Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.8.1.

Tabel 10.2. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan (Tugas)	JUMLAH
1.	Direktur utama	1
2.	Manager produksi dan teknik	1
3.	Manager administrasi dan keuangan	1
4.	Staf LITBANG (R&D)	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	52
24.	Karyawan devisi QC	3
25.	Karyawan devisi bahan baku	5

26.	Karyawan devisi utilitas	7
27.	Staf devisi bengkel & perawatan	5
28.	Karyawan devisi personalia	4
29.	Karyawan devisi keamanan	10
30.	Karyawan devisi administrasi	2
31.	Karyawan devisi pembukuan	5
32.	Karyawan devisi keuangan	2
33.	Karyawan devisi penjualan	4
34.	Karyawan devisi gudang	4
35.	Karyawan devisi kesehatan	5
36.	Karyawan devisi kebersihan	15
37.	Sopir	7
38.	Sekretaris	4
39.	Karyawan pemadam kebakaran	5
40.	Dokter	2
JUMLAH		164

10.9. Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)

Pabrik Seng Oksida ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.9. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	10.000.000	10.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	10.000.000	10.000.000
4	Staf Litbang	2	4.000.000	8.000.000
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	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	5.000.000	5.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	4.500.000	4.500.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	4.500.000	4.500.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	4.500.000	4.500.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	4.500.000	4.500.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	4.500.000	4.500.000
21	Kepala Seksi Gudang	1	4.000.000	4.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	4.000.000	4.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	52	2.500.000	130.000.000
24	Karyawan Devisi QC	3	2.500.000	7.500.000

25	Karyawan Devisi bahan baku	5	2.000.000	10.000.000
26	Karyawan Devisi Utilitas	7	2.000.000	14.000.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	5	2.000.000	10.000.000
28	Karyawan Devisi Personalia	4	2.000.000	8.000.000
29	Karyawan Devisi Keamanan	10	2.000.000	20.000.000
30	Karyawan Devisi Administrasi	2	2.000.000	4.000.000
31	Karyawan Devisi Pembukuan	5	2.000.000	10.000.000
32	Karyawan Devisi Keuangan	2	2.000.000	4.000.000
33	Karyawan Devisi Penjualan	4	2.000.000	8.000.000
34	Karyawan Devisi Gudang	4	2.000.000	8.000.000
35	Karyawan Devisi Kesehatan	5	2.000.000	10.000.000
36	Karyawan Devisi Kebersihan	15	1.500.000	22.500.000
37	Sopir	7	1.500.000	10.500.000
38	Sekretaris	4	2.000.000	8.000.000
39	Karyawan pemadam Kebakaran	5	1.500.000	7.500.000
40	Dokter	2	4.000.000	8.000.000
Jumlah		164	Total	439.500.000



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 Seng Oksida 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 Seng Oksida

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. Biayalangsung (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 bahanbaku 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 terdiridari :

- 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. Biaya variabel (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 dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung dengan kapasitas pabrik. Biaya total terdiri dari:

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

B. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Pabrik Seng Oksida didirikan dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Secara garis besar perhitungan analisa ekonomi adalah sebagai berikut :

1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya langsung (DC)	= Rp262.943.308.691
b. Biaya tak langsung (IC)	= Rp92.030.158
c. Fixed Capital Investment (FCI)	= Rp354.973.466.732
d. Modal kerja (WC)	= Rp53.246.020.010
Jumlah TCI	= Rp408.219.486.742

2. Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya produksi langsung (DPC)	= Rp674.697.816.183
b. Biaya tetap (fixed cost/FC)	= Rp119.803.545.022
c. Biaya overhead	= Rp39.189.146.673
d. Biaya umum (general expenses)	= Rp709.946.933
Jumlah TPC	= Rp993.333.874.776

3. Laba Perusahaan

Total penjualan	= Rp1.220.000.000.000
Pajak penghasilan	= Rp90.666.450.090
Laba kotor	= Rp226.666.125.224
Laba bersih	= Rp135.999.675.134
Cash Flow (CA)	= Rp184.245.695.144

4. Analisa Profitabilitas**A. POT (Pay Out Time)**

POT = 1,88 tahun

B. ROI (Rate On Investment)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

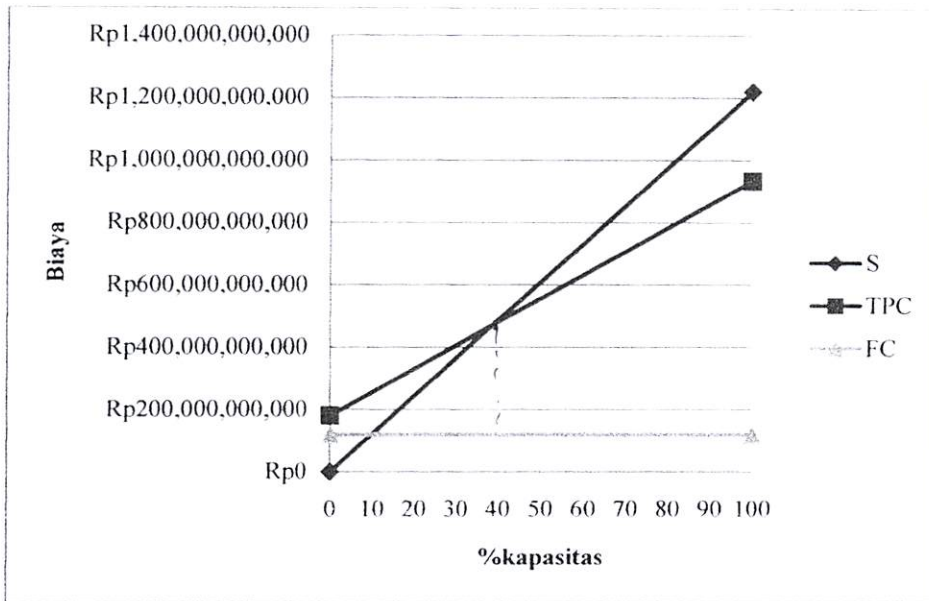
- ROI sebelum pajak = 64%
- ROI setelah pajak = 38%

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 = 39,55 %

KurvaBEP :



F. IRR (Internal Rate Of Return)

$$IRR = 32,82 \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12,5 %) maka pabrik Seng Oksida layak untuk didirikan



BAB XII

KESIMPULAN DAN SARAN

12.1. Kesimpulan

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Seng oksida dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain :

a. Aspek Lokasi

Pabrik ini didirikan di Kecamatan Doromukti, Kabupaten Tuban, Jawa Timur.

Pabrik ini diperkirakan cukup menguntungkan mengingat :

- Dekat dengan daerah pemasaran
- Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar
- Fasilitas transportasi yang memadai
- Tersedianya tenaga kerja yang memadai

b. Aspek Sosial

Pendirian Pabrik Seng oksida ini bila ditinjau dari aspek sosial dinilai menguntungkan karena :

- Dapat menciptakan lapangan kerja baru.
- Memberikan kesempatan kepada penduduk untuk mendapatkan penghasilan yang lebih baik dari sebelumnya.

c. Aspek Ekonomi

- Di Indonesia kebutuhan Seng oksida semakin meningkat sejalan dengan meningkatnya kebutuhan industri karet, industri plastik, keramik dan industri lain yang menggunakannya seng oksida sebagai bahan bakunya.
- Dapat mengurangi kebutuhan impor Seng oksida yang selama ini masih berasal dari luar negeri.

Ditinjau dari hal diatas maka pendirian pabrik Seng oksida di Indonesia sangat penting karena dapat membantu program pemerintah dalam rangka meningkatkan industrialisasi dan juga dapat menambah pendapatan/devisa Negara.

Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Seng oksida ini dan dinilai menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut :

TCI = Rp 408.219.486.742,-

$ROI_{BT} = 64 \%$

$ROI_{AT} = 38 \%$

$POT_{BT} = 1,27$ tahun

$POT_{AT} = 1,88$ tahun

BEP = 39.55 %

IRR = 32.82 % > bunga bank : 12,5 % (layak untuk didirikan)

d. Aspek Pemasaran

Produksi Seng oksida dalam perencanaan pabrik ini diharapkan dapat memperoleh pemasaran yang baik, ini dikarenakan kebutuhan Seng oksida semakin meningkat baik di dalam maupun di luar negeri.

12.2. Saran

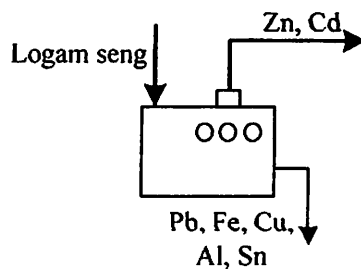
1. Diharapkan Indonesia dapat mengembangkan industri Seng oksida mengingat Indonesia merupakan daerah kebutuhan akan karet, plastik, keramik, farmasi, dll.
2. Diharapkan agar penggunaan Seng oksida bisa dikembangkan lagi dalam industri kimia lainnya.

APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas pabrik = 20000 ton/tahun
 Waktu operasi = 330 hari/tahun, 24 jam/hari
 Satuan operasi = kg/jam
 Kapasitas produksi = $20000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}}$
 = 2525,2525 kg/jam
 Basis perhitungan = 3617,8500 kg/jam

1. Electric Furnace (Q-114)

Fungsi : Memanaskan logam seng sampai menjadi gas



Logam seng = M1

Logam seng [sisa = M2

Zn, Cd = M3

Komponen	% berat	Boiling point	Massa (kg/jam)
Zn	0,9999	898°C	3617,6185
Cd	0,000015	767°C	0,0543
Pb	0,000029	1620°C	0,1049
Fe	0,000010	2750°C	0,0362
Cu	0,000010	2300°C	0,0362
Al	0,000010	2327°C	0,0362
Sn	0,000010	2357°C	0,0362

Sumber : *Quality GB/T 470-2008 Zinc Ingots (Zn99.995 grade)*

Dilihat dari boiling point pada suhu 910°C yang menguap adalah logam Zn dan Cd

Uap yang keluar (M3) :

$$\text{Zn masuk} = \text{Zn keluar} = 3617,6185 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Cd masuk} = \text{Cd keluar} = 0,0543 \text{ kg/jam}$$

$$\text{M3} = 3617,6185 \text{ kg/jam} + 0,0543 \text{ kg/jam} = 3617,6727 \text{ kg/jam}$$

Padatan sisa (M2) :

$$\text{Pb Masuk} = \text{Pb Keluar}$$

$$0,1049 = 0,1049 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe Masuk} = \text{Fe Keluar}$$

$$0,0362 = 0,0362 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Cu Masuk} = \text{Cu Keluar}$$

$$0,0362 = 0,0362 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Sn Masuk} = \text{Sn Keluar}$$

$$0,0362 = 0,0362 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al Masuk} = \text{Al keluar}$$

$$0,0362 = 0,0362 \text{ kg/jam}$$

$$\text{M2} = 0,1049 + 0,0362 + 0,0362 + 0,0362 + 0,0362$$

$$= 0,2496 \text{ kg/jam}$$

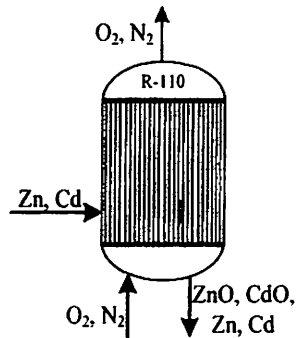
$$\text{M1} = \text{M2} + \text{M3}$$

$$= 3617,9224 \text{ kg/jam}$$

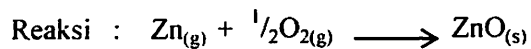
Neraca Massa pada Electric Furnace (Q-114)

Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Storage (M1)</u>	<u>Ke Wasted treatment (M2)</u>
- Zn = 3617,6	- Pb = 0,1049
- Cd = 0,0543	- Fe = 0,0362
- Pb = 0,1049	- Cu = 0,0362
- Fe = 0,0362	- Al = 0,0362
- Cu = 0,0362	- Sn = 0,0362
- Al = 0,0362	
- Sn = 0,0362	
	<u>Ke Reaktor (M3)</u>
	- Zn = 3617,6185
	- Cd = 0,0543
$\Sigma = 3617,9224$	$\Sigma = 3617,9224$

2. Reaktor (R-110)



Neraca massa total : $M5 + M6 = M3 + M4$



Asumsi : konversi 99,8%

BM CdO : 128,4

BM Zn : 65,37

- Untuk reaksi Zn menjadi ZnO

$$\text{Uap Zn masuk} = 3617,6185 \text{ kg/jam} = 55,3407 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Zn bereaksi} = 55,3407 \times 0,998 = 55,2300 \text{ kmol/jam}$$

$$= 55,2300 \times 65,37 = 3610,3832 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Zn sisa} = \text{Uap Zn masuk} - \text{Zn bereaksi}$$

$$= 3617,6185 - 3610,3832$$

$$= 7,2352 \text{ kg/jam}$$

Udara berlebih 20%

$$O_2 \text{ masuk} = 1,2 \times 27,6703 \times 32 = 1078,4786 \text{ kg/jam}$$

$$O_2 \text{ bereaksi} = 0,998 \times 55,3407 \times 0,5 \times 32$$

$$= 883,68 \text{ kg/jam} = 27,6150 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{komposisi udara : } O_2 = 0,21$$

$$N_2 = 0,79$$

$$N_2 \text{ masuk} = (79/21) \times (1,2 \times 27,6703) \times 28$$

$$= 136320 \text{ kg/jam} = 4868,5607 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{ZnO terbentuk} = 55,3407 \times 0,998 = 55,2300 \text{ kmol/jam}$$

$$= 4493,9711 \text{ kmol/jam}$$

$$N_2 \text{ masuk} = N_2 \text{ Keluar} = 136320 \text{ kg/jam}$$

- Untuk reaksi Cd menjadi CdO :

$$\text{Uap Cd masuk} = 0,0543 \text{ kg/jam} = 0,0004 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Cd bereaksi} = 0,0004 \times 0,998 = 0,0004 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Cd sisa} &= \text{Cd masuk} - \text{Cd bereaksi} \\ &= 0,0543 - 0,0004 = 0,0538 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Udara berlebih 20%

$$\text{O}_2 \text{ masuk} = 1,2 \times 0,0002 \times 32 = 0,0081 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ bereaksi} &= 0,998 \times 0,0004 \times 0,5 \times 32 \\ &= 0,0067 \text{ kg/jam} = 0,0002 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CdO terbentuk} &= 0,0004 \times 0,998 \times 128,4 \\ &= 0,0542 \text{ kg/jam} = 0,0004 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{O}_2 \text{ Total masuk} = 1078,479 + 0,0081 = 1078,4868 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 \text{ masuk} &= (79/21) \times (1,2 \times 0,0002) \times 28 \\ &= 0,0267 \text{ kg/jam} = 0,0010 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sisa} &= \text{O}_2 \text{ Total masuk} - \text{O}_2 \text{ yang bereaksi} \\ &= 1078,4868 - (883,6795 + 0,0067) \\ &= 194,8005 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 \text{ Total} &= \text{N}_2 \text{ masuk} + \text{N}_2 \text{ Keluar} \\ &= 136320 + 0,0267 \\ &= 136320 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{M3} &= \text{Uap Zn masuk} + \text{Uap Cd masuk} \\ &= 3617,6185 + 0,0543 = 3617,6727 \text{ kg/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{M4} &= \text{O}_2 \text{ Total masuk} + \text{N}_2 \text{ masuk} \\ &= 1078,4868 + 136319,6997 = 137398,1865 \text{ kg/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{M6} &= \text{N}_2 \text{ Sisa} + \text{O}_2 \text{ Sisa} \\ &= 136319,6997 + 194,8005 \\ &= 136514,5002 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{M5} + \text{M6} = \text{M3} + \text{M4}$$

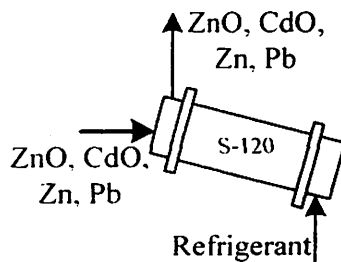
$$\text{M5} = 4501,3590 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa pada Reaktor (R-110)

Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari furnace (M3)</u>	<u>Ke Rotary cooler (M5)</u>
- Zn = 3617,6185	- ZnO = 4493,9711
- Cd = 0,0543	- CdO = 0,0542
<u>Dari udara (M4)</u>	- Zn = 7,2352
- O ₂ = 1078,4868	- Cd = 0,0538
- N ₂ = 136319,700	<u>Ke Tangki Penampung (M6)</u>
	- O ₂ = 194,8005
	- N ₂ = 136319,700

$\Sigma = 141015,8592$	$\Sigma = 141015,8146$
------------------------	------------------------

3. Rotary Cooler (S-120)



Neraca massa total :

$$M5 + M7 = M8 + M9$$

Efisiensi rotary cooler 90%

– Bahan masuk Rotary cooler (M5):

- ZnO = 4493,9711 kg/jam
 - CdO = 0,0542 kg/jam
 - Zn = 7,2352 kg/jam
 - Cd = 0,0538 kg/jam +
- 4501,3144 kg/jam

– Pendingin masuk (M7)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Metana untuk mendinginkan prod} &= 120000 \text{ kg/jam} \\ &= 7481,2968 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

– Produk keluar (M8) :

$$\begin{aligned} \text{ZnO} &= \text{ZnO masuk} \times 90\% \\ &= 4493,9711 \times 90\% \\ &= 4044,5740 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CdO} &= \text{CdO masuk} \times 90\% \\ &= 0,0538 \times 90\% \\ &= 0,0485 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Zn} &= \text{Zn masuk} \times 90\% \\ &= 7,2352 \times 90\% \\ &= 6,5117 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cd} &= \text{Zn masuk} \times 90\% \\ &= 0,0538 \times 90\% \\ &= 0,0485 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

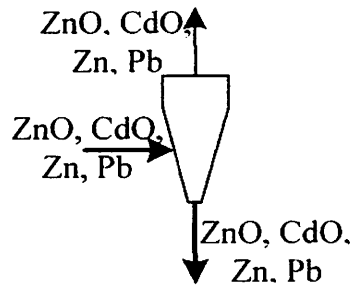
$$M8 = 4051,1827 \text{ kg/jam}$$

- Partikel masuk ke cyclone (M9)
- ZnO = ZnO masuk - ZnO Keluar
 = 4493,9711 - 4044,5740
 = 449,3971 kg/jam
- CdO = CdO masuk - CdO Keluar
 = 0,0538 - 0,0485
 = 0,0054 kg/jam
- Zn = Zn masuk - Zn Keluar
 = 7,2352 - 6,5117
 = 0,7235 kg/jam
- Cd = Zn masuk - Cd Keluar
 = 0,0538 - 0,0485
 = 0,0054 kg/jam
- M9 = 450,1314 kg/jam

Neraca massa pada Rotary Cooler (S-120)

Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Reaktor (M5):</u>	<u>Ke Ball Mill (M8) :</u>
– ZnO = 4493,9711	– ZnO = 4044,5740
– CdO = 0,0542	– CdO = 0,0485
– Zn = 7,2352	– Zn = 6,5117
– Cd = 0,0538	– Cd = 0,0485
<u>Dari Udara (M7) :</u>	<u>Ke Cyclone (M9)</u>
– CH ₄ = 120000	– ZnO = 449,3971
	– CdO = 0,0054
	– Zn = 0,7235
	– Cd = 0,0054
	– CH ₄ = 120000
Σ = 124501,3144	Σ = 124501,3141

4. Cyclone (H-123)



Neraca massa total :

$$M9 = M11 + M10$$

Asumsi

- Produk keluar cyclone = 99% padatan
1% udara
- Bahan lolos dari cyclone = 99% udara
1% padatan

Bahan masuk (M9) :

- ZnO = 449,3971 kg/jam
 - CdO = 0,0054 kg/jam
 - Zn = 0,7235 kg/jam
 - Cd = 0,0054 kg/jam
 - CH₄ = 120000 kg/jam
- $$M9 = 120450,1314 \text{ kg/jam} +$$

Produk keluar ke Ball Mill (M11) :

$$\begin{aligned} \text{ZnO} &= 99\% \times \text{ZnO masuk} \\ &= 99\% \times 449,3971 = 444,9031 \text{ kg/jam} \\ \text{CdO} &= 99\% \times \text{CdO masuk} \\ &= 99\% \times 0,0054 = 0,0053 \text{ kg/jam} \\ \text{Zn} &= 99\% \times \text{Zn masuk} \\ &= 99\% \times 0,7235 = 0,7163 \text{ kg/jam} \\ \text{Cd} &= 99\% \times \text{Cd masuk} \\ &= 99\% \times 0,0054 = 0,0053 \text{ kg/jam} \end{aligned} +$$

$$M11 = 445,6301 \text{ kg/jam}$$

Bahan yang lolos dari cyclone (M10) :

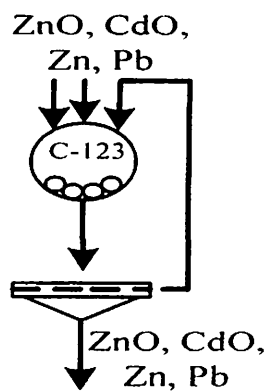
$$\begin{aligned} \text{ZnO} &= \text{ZnO masuk} - \text{ZnO produk} \\ &= 449,3971 - 444,9031 = 4,4940 \text{ kg/jam} \\ \text{CdO} &= \text{CdO masuk} - \text{CdO produk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0054 \quad - \quad 0,0053 \quad = \quad 0,0001 \quad \text{kg/jam} \\
 \text{Zn} &= \text{Zn masuk} \quad - \quad \text{Zn produk} \\
 &= 0,7235 \quad - \quad 0,7163 \quad = \quad 0,0072 \quad \text{kg/jam} \\
 \text{Cd} &= \text{Cd masuk} \quad - \quad \text{Cd produk} \\
 &= 0,0054 \quad - \quad 0,0053 \quad = \quad 0,0001 \quad \text{kg/jam} \\
 \text{CH}_4 \text{ masuk} &= \text{CH}_4 \text{ keluar} \quad = \quad 120000 \quad \text{kg/jam} \\
 & \hspace{15em} + \\
 \text{M10} &= 120004,5 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca massa pada Cyclone (H-123)

Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Rotary Cooler (M9) :</u>	<u>Lolos dari cyclone (M10) :</u>
- ZnO = 449,3971	- ZnO = 4,4940
- CdO = 0,0054	- CdO = 0,0001
- Zn = 0,7235	- Zn = 0,0072
- Cd = 0,0054	- Cd = 0,0001
- CH ₄ = 120000	- CH ₄ = 120000
	<u>Ke Ball Mill (M11) :</u>
	- ZnO = 444,9031
	- CdO = 0,0053
	- Zn = 0,7163
	- Cd = 0,0053
$\Sigma = 120450,1314$	$\Sigma = 120450,1314$

5. Ball Mill (C-124)



Neraca massa total :

$$\text{M11} + \text{M8} = \text{M12} + \text{M13}$$

Asumsi :

Massa yang direcycle = 10% dari massa bahan masuk

– Massa bahan masuk (M8) :

$$- \text{ZnO} = 4044,5740 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{CdO} = 0,0485 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{Zn} = 6,5117 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{Cd} = 0,0485 \text{ kg/jam}$$

– Massa bahan dari cyclone(M11):

$$- \text{ZnO} = 444,9031 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{CdO} = 0,0053 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{Zn} = 0,7163 \text{ kg/jam}$$

$$- \text{Cd} = 0,0053 \text{ kg/jam}$$

– Massa bahan yang di recycle (M13) :

$$\text{ZnO} = 10\% \times \text{ZnO masuk}$$

$$= 10\% \times 4044,5740 = 404,4574 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CdO} = 10\% \times \text{CdO masuk}$$

$$= 10\% \times 0,0485 = 0,0048 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Zn} = 10\% \times \text{Zn masuk}$$

$$= 10\% \times 6,5117 = 0,6512 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Cd} = 10\% \times \text{Cd masuk}$$

$$= 10\% \times 0,0485 = 0,0048 \text{ kg/jam}$$

– Massa Produk (M12) :

$$\text{M11} + \text{M8} = \text{M12} + \text{M13}$$

$$\text{ZnO} = 4085,0198$$

$$\text{CdO} = 0,0489$$

$$\text{Zn} = 6,5768$$

$$\text{Cd} = 0,0489$$

Neraca massa pada Ball Mill (C-124)

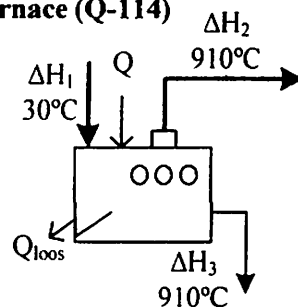
Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<u>Dari Rotary cooler (M8):</u>	<u>Ke Bin Produk (M12):</u>
- ZnO = 4044,5740	- ZnO = 4085,0198
- CdO = 0,0485	- CdO = 0,0489
- Zn = 6,5117	- Zn = 6,5768
- Cd = 0,0485	- Cd = 0,0489
<u>Dari cyclone (M11) :</u>	<u>Recycle (M13) :</u>
- ZnO = 444,9031	- ZnO = 404,4574
- CdO = 0,0053	- CdO = 0,0048
- Zn = 0,7163	- Zn = 0,6512
- Cd = 0,0053	- Cd = 0,0048
$\Sigma = 4496,8128$	$\Sigma = 4496,8128$

APPENDIKS B NERACA PANAS

Kapasitas pabrik	= 20000	ton/tahun
Waktu operasi	= 330	hari/tahun, 24 jam/hari
Kapasitas produksi	= 20000	$\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}}$
	= 2525,2525	kg/jam
T ref	= 25	°C = 298,15 K
Panas laten (λ)	: Zn = 27430	Kkal/Kmol
	: Cd = 23870	Kkal/Kmol
ΔH_f	: ZnO = -83,36	Kkal/Kmol
	: CdO = -62,35	Kkal/Kmol

Komponen	Cp (Kkal/Kmol.K)	BM
Zn	5,25 + 0,0027 T	65,37
Cd	5,46 + 0,0025 T	112,40
Pb	5,77 + 0,0020 T	207,19
Fe	4,13 + 0,0064 T	55,85
Cu	5,44 + 0,0015 T	65,37
Al	4,80 + 0,0032 T	26,98
Sn	5,05 + 0,0048 T	118,69
ZnO	11,40 + 0,0015 T - 182400 /T ²	81,37
CdO	9,65 + 0,0021 T	128,40
N ₂	6,50 + 0,0010 T	28
O ₂	8,27 + 0,0003 T - 187700 /T ²	32
CH ₄	1,70 + 9081,0000 T - 2,164 /T ²	16,04

1. Electric Furnace (Q-114)



Neraca panas total :

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

a) Menghitung panas bahan masuk (ΔH_1) :

$$\text{Suhu bahan masuk} : 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu pada Furnace} : 910 \text{ } ^\circ\text{C} = 1183,2 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} : 910 \text{ } ^\circ\text{C} = 1183,2 \text{ K}$$

$$\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_1 (Kkal/jam)
Zn	26,2838	55,3407	1454,5599
Cd	27,3308	32,1852	879,6485
Pb	28,8753	17,4604	504,1732
Fe	20,7298	64,7773	1342,8175
Cu	27,2183	55,3407	1506,2771
Al	24,0403	134,0777	3223,2623
Sn	25,3100	30,4796	771,4376
Total			9682,1760

b) Menghitung panas bahan keluar (ΔH_2) :

$$\Delta H_2 = m \cdot \lambda$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	Massa (kmol/jam)	λ (Kkal/Kmol)	ΔH_2 (Kkal/jam)
Zn	55,3407	27430	1517994,0999
Cd	32,1852	23870	768261,1441
Total			2286255,2441



c) Menghitung panas bahan yang tidak menguap (ΔH_3) :

$$\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_3 (Kkal/jam)
Pb	5897,51	17,4604	102972,7839
Fe	6153,54	64,7773	398609,6254
Cu	5386,94	55,3407	298116,6352
Al	5508,99	134,0777	738633,2135
Sn	6348,99	30,4796	193514,3939
			1731846,6519

d) Menghitung panas yang hilang (Q_{loss}) :

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 5 \% \times \text{panas masuk} \\ &= 5 \% \times Q \\ &= 210969,46 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

e) Menghitung kebutuhan listrik

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

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

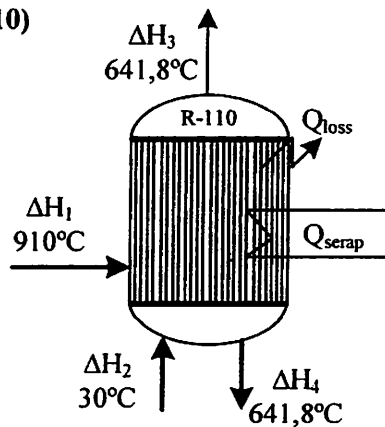
$$Q = 2286255,2441 + 1731846,6519 - 9682,1760 + 5 \% \times Q$$

$$Q = 4219389,1789 \text{ Kkal/jam} = 70323,153 \text{ Kkal/mnt}$$

Neraca panas Electric Furnace (Q-114)

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 9682,1760$	$\Delta H_2 = 2286255,2441$
$Q = 4219389,1789$	$\Delta H_3 = 1731846,6519$
	$Q_{\text{loss}} = 210969,4589$
$\Sigma = 4229071,3549$	$\Sigma = 4229071,3549$

2. Reaktor (R-110)



Neraca panas total :

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

$$\text{Suhu bahan masuk} = 910 \text{ } ^\circ\text{C} = 1183,2 \text{ K}$$

$$\text{Suhu udara masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu uap keluar} = 641,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 914,95 \text{ K}$$

$$\text{Suhu produk keluar} = 641,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 914,95 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

a) Menghitung panas bahan masuk (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_1 (Kkal/jam)
Zn	5703,6038	55,3407	315641,1535
Cd	5797,8164	0,0005	2,7992
Total			315643,9528

b) Menghitung panas bahan masuk (ΔH_2) :

$$\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_2 (Kkal/jam)
N2	32,5125	4259,99062	1252,2964
O2	37581,3532	38,5174	160096212,1165
Total			160097464,4130

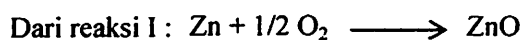
c) Menghitung panas udara sisa (ΔH_3) :

Komponen	Cp ΔT (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_3 (Kkal/jam)
N2	4199,4211	4868,5607	20445136,6497
O2	5454,3256	6,0875	33203,2862
Total			20478339,9359

d) Menghitung panas produk (ΔH_4) :

Komponen	Cp ΔT (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_4 (Kkal/jam)
Zn	3751,7970	0,1107	415,2538
ZnO	7603,0605	55,2288	419908,2498
Cd	6347,7799	0,0005	3,0410
CdO	3943,1827	0,0004	1,6632
Total			420328,2078

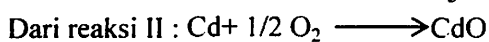
e) Menghitung panas reaksi (ΔH_R) :



$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaktan}} &= n \times \int_{298,15}^{923,95} (\text{Cp Zn} + \text{Cp O}_2) dT \\ &= 0,1107 \times 3751,7970 + 6,0875 \times 5454,3256 \\ &= 33618,5400 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{produk}} &= n \times \int_{298,15}^{923,95} \text{Cp ZnO} dT \\ &= 55,2288 \times 7603,0605 \\ &= 419908,2498 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(923,95)} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f(298,15)} \\ &= 419908,2498 - 33618,540 + -4603,8765 \\ &= 381685,833 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaktan}} &= n \times \int_{298,15}^{923,95} (\text{Cp Cd} + \text{Cp O}_2) dT \\ &= 0,0005 \times 6347,7799 + 6,0875 \times 5454,3256 \\ &= 33206,3272 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{produk}} &= n \times \int_{298,15}^{923,95} \text{Cp CdO} dT \\ &= 0,0004 \times 3943,18 \\ &= 1,6632 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(923,95)} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f(298,15)} \\ &= 1,6632 - 33206,3272 + -0,0263 \\ &= -33204,690 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(923,95)} \text{ total} &= 381685,833 + -33204,690 \\ &= 348481,1430 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

f) Menghitung panas yang lolos (Q_{loss})

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} &= 5\% \times \text{panas masuk} \\ &= 5\% \times 160761589,509 \text{ Kkal/jam} \\ &= 8038079,4754 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

g) Menghitung Q_{serap}

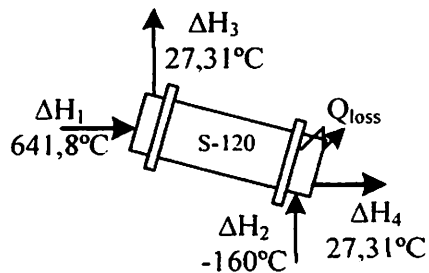
$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 131476360,7466 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca panas Reaktor (R-110)

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 315643,9528$	$\Delta H_3 = 20478339,9359$
$\Delta H_2 = 160097464,4130$	$\Delta H_4 = 420328,2078$
$\Delta H_R = 348481,1430$	$Q_{\text{loss}} = 8038079,4754$
=	$Q_{\text{serap}} = 131476360,7466$
$\Sigma = 160761589,5087$	$\Sigma = 160413108,3657$

3. Rotary Cooler (S-120)



Neraca panas total :

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

$$\text{Suhu bahan masuk} = 641,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 914,95 \text{ K}$$

$$\text{Suhu metana masuk} = -160 \text{ } ^\circ\text{C} = 113,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu metana keluar} = 34,70 \text{ } ^\circ\text{C} = 307,85 \text{ K}$$

$$\text{Suhu produk keluar} = 34,70 \text{ } ^\circ\text{C} = 307,85 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

a) Menghitung panas bahan masuk (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_1 (Kkal/jam)
ZnO	7603,0605	55,2288	419908,2498
CdO	3943,1827	0,0004	1,6632
Zn	3751,7970	0,1107	415,2538
Cd	3836,8133	0,0005	1,8381
Total			420327,00

b) Menghitung panas udara masuk (ΔH_2) :

$$\Delta H_2 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_2 (Kkal/jam)
CH ₄	155398297,6183	3750,0000	582743616068,64
Total			582743616068,64

c) Menghitung panas udara keluar (ΔH_3) :

$$\Delta H_3 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_3 (Kkal/jam)
ZnO	18914,7719	5,5229	104464,1011
CdO	56,0640	0,0000	0,0024
Zn	51,0520	0,0111	0,5651
Cd	53,0780	0,0000	0,0025
CH ₄	19430,7466	3750,0000	72865299,7557
Total			72969764,4268

d) Menghitung panas bahan keluar (ΔH_4)

$$\Delta H_4 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Berdasarkan persamaan diatas maka perhitungan panas tiap - tiap komponen dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_4 (Kkal/jam)
ZnO	275,8800	4457,5015	1229735,5204
CdO	9,6702	0,0543	0,5247
Zn	5,2762	0,4005	2,1130
Cd	5,4839	0,0539	0,2954
Total			1229738,4534

e) Menghitung panas yang lolos (Q_{loss})

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} &= 5\% \times \text{panas masuk} \\ &= 5\% \times 582744036395,640 \\ &= 29137201819,8 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

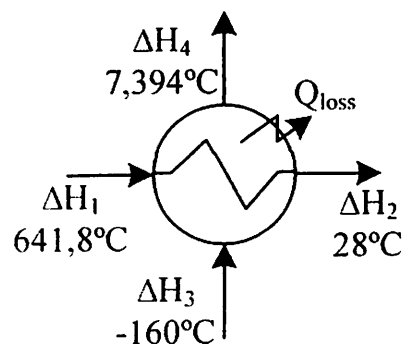
f) Menghitung Q_{serap}

$$\begin{aligned} \Delta H_1 + \Delta H_2 &= \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{serap}} \\ Q_{\text{serap}} &= 553532635072,978 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas Rotary Cooler (S-120)

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 420327,0049$	$\Delta H_3 = 72969764,4268$
$\Delta H_2 = 582743616068,635$	$\Delta H_4 = 1229738,4534$
	$Q_{\text{loss}} = 29137201819,7820$
	$Q_{\text{serap}} = 553532635072,9780$
$\Sigma = 582744036395,640$	$\Sigma = 582744036395,640$

4. Cooler (E-117)



Neraca panas total :

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

$$\text{Suhu bahan masuk} = 641,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 914,95 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 28 \text{ } ^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu CH}_4 \text{ masuk} = -160 \text{ } ^\circ\text{C} = 113,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu CH}_4 \text{ keluar} = 7,394 \text{ } ^\circ\text{C} = 280,54 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

- Menghitung bahan masuk (ΔH_1)

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_1 (Kkal/jam)
O ₂	5454,3256	6,0875	25564,0368
N ₂	4199,4211	4868,5607	20445136,6497
Total			20470700,6865

- Menghitung panas bahan keluar (ΔH_2)

Komponen	$C_p \Delta T$ (Kkal/Kmol)	Massa (kmol/jam)	ΔH_2 (Kkal/jam)
O ₂	62591,4778	6,0875	118,7339
N ₂	19,5045	4868,5607	94958,8423
Total			95077,5762

- Menghitung panas CH₄ masuk (ΔH_3)

$$\Delta H_3 = n \times c_p \times \Delta T$$

$$= n \times 40870,3273$$

$$= 40870,3273 \text{ n kkal/jam}$$

- Menghitung panas CH₄ keluar (ΔH_4)

$$\Delta H_4 = n \times c_p \times \Delta T$$

$$= n \times 1407394,3087$$

$$= 40870,3273 \text{ n kkal/jam}$$

$$\Delta H_4 = 40870,3273 \text{ n}$$

Asumsi : Q loss = 0,05 panas masuk

$$Q_{\text{loss}} = 0,05 \times (\Delta H_1 + \Delta H_3)$$

$$= 0,05 \times (20470700,69 + 40870,33 \text{ n})$$

$$= 1023535,0343 + 2043,5164 \text{ n}$$

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

$$20470700,69 + 40870,33 \text{ n} = 95077,58 + 40870,3273 \text{ n} + 1023535,034$$

$$2043,5164 \text{ n}$$

$$1025578,55 \text{ n} = 19352088,0760$$

$$\text{n} = 18,8694 \text{ kmol/jam}$$

jadi massa CH₄ yang masuk adalah 18,8694 kmol/jam

Neraca Panas Cooler (E-117)

Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 20470700,6865$	$\Delta H_2 = 95077,5762$
$\Delta H_3 = 771199,9961$	$\Delta H_4 = 771199,9961$
	$Q_{\text{loss}} = 20375623,1103$
$\Sigma = 21241900,6826$	$\Sigma = 21241900,6826$

APPENDIKS C SPESIFIKASI PERALATAN

1. Gudang Seng (F-111)

Fungsi : Tempat menyimpan logam seng

Dasar perancangan :

Suhu gudang = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 30 Hari = 720 jam

Massa bahan = 2525,2525 kg/jam

Densitas bahan = 0,0056 kg/m³ = 5,606 g/m³

Volume bahan mengisi gudang diasumsikan 80% dari volume gudang

Dasar perancangan :

Volume bahan = $\frac{\text{massa bahan} \times \text{waktu tinggal}}{\rho \text{ bahan}}$

$$= \frac{2525,2525 \times 720}{0,005606}$$

$$= 324327831 \text{ m}^3$$

Volume storage = 324327831 m³ × 1,25

$$= 405409788 \text{ m}^3$$

Ditetapkan :

Panjang (p = 2 × lebar gudang

Tinggi (t) = 6 m

maka :

Volume storage = p × l × t

$$405409788,2 = 2l \times l \times 6$$

$$\text{lebar (l)} = 33784149 \text{ m} = 27 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (p)} = 54 \text{ m}$$

Spesifikasi Peralatan :

- Nama = Gudang seng
- Kapasitas = 405409788 m³
- Ukuran = p × l × t
= 54 m × 27 m × 6 m
- Jumlah = 1 buah

2. Bin Seng (F-112)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Menampung logam seng sebelum ke belt elevator
Tipe	: Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak $\alpha = 120^\circ$
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Allowable stress (f)	: 18750
Tipe pengelasan	: <i>Double Welding Butt Joint</i>
Faktor pengelasan (E)	: 0,85
Faktor korosi (C)	: 1/16 in
L/D	: 1,5 ; $L_s = 1,5 D$ (brownell, 1959)
Rate feed	: 841,7508 kg/jam = 1855,72391 lb/jam
ρ	: 0,0056 gr/cm ³ = 0,3500 lb/ft ³
Tekanan	: 1 atm = 14,7 psia = 0 psig
Suhu (T) masuk	: 30 °C = 86 °F
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 3 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate feed}}{\text{densitas}} = \frac{1855,7239 \text{ lb/jam}}{0,3500 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 5302,3322 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume bahan mengisi b = 80% dari volume bin jadi

$$\text{Volume Bin} = 6627,91526 \text{ ft}^3/\text{jam} = 11453843,3036 \text{ in}^3$$

D. Menentukan Diameter Storage (D_1) dan Tinggi Liquid dalam Silinder ($L_{L,S}$)

$$\begin{aligned} V_{TS} &= V_{\text{conical}} + V_{\text{silinder}} \\ 11453843,3 \text{ in}^3 &= \frac{\pi D_1^3}{24 \tan(\frac{1}{2}\alpha)} + \frac{\pi D_1^2 L_s}{4} \\ 11453843 \text{ in}^3 &= 1,25304 \text{ in}^3 D_1^3 + \frac{\pi D_1^2 L_s}{4} \quad (\text{brownell, 1959}) \\ D_1^3 &= 9140868,474 \text{ in}^3 \\ D_1^3 &= 209,08802 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_L &= V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} \\ 11453843,3 \text{ in}^3 &= \frac{\pi D_1^2 L_{L,S}}{4} + \frac{\pi D_1^3}{24 \tan(\frac{1}{2}\alpha)} \\ 11453843,3036 &= 34318,4736 L_{L,S} + 690470,676 \end{aligned}$$

$$10763372,63 = 34318,4736 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 313,632032 \text{ in}$$

E. Menentukan Tebal Storage (t_s) dan Tinggi Silinder (L_S)

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

$$P_{operasi} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{liquid} = \frac{\rho \times L_{LS}}{144}$$

$$P_{liquid} = 0,06352 \text{ psia}$$

$$P_{alat} = 0,06352 \text{ psig}$$

$$\text{maka, tebal silinder } t_s = \frac{P_{alat} \times D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat})} + C$$

$$t_s = 0,06291668 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standarisasi} = \frac{1,01}{16} \approx 3/16$$

$$D_O = D_T + 2T_s$$

$$D_O = 209,46302 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } D_O = 240 \text{ in}$$

$$D_I = D_O - 2T_s$$

$$D_I = 239,625 \text{ in}$$

$$\text{maka, tinggi silinde } L_S = 1,5 D$$

$$L_S = 359,4375 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Tutup (t_{ha}) dan Tinggi Tutup Tangki (h_a)

a. Tinggi tutup bawah tangki (h_a)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_I}{24 \tan (1/2 \alpha)}$$

$$h_b = 2,882241 \text{ in}$$

b. Tebal tutup tangki (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{P_{alat} \times D_I}{2(fE - 0,1 P_{alat}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$t_{ha} = 0,06345507 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } t_{ha} = \frac{1,02}{16} \approx 3/16$$

G. Menentukan Tinggi Storage (H)

$$H = L_S + h_a$$

$$H = 362,320 \text{ in}$$

Spesifikasi Bin Seng (F-112)

Fungsi	: Menampung logam seng sebelum ke belt elevator
Tipe	: Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak $\alpha = 120^\circ$
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V_T)	: 11453843,304 in ³
Diameter Tangki (D_I)	: 239,6250 in
Diameter Luar (D_O)	: 240,0000 in
Tinggi Tangki (H)	: 362,3197 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (L_S)	: 359,4375 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 2,8822 in
Waktu Tinggal	: 1 hari
Jumlah bin	: 3 buah

3. Belt Conveyor (J-113)

Fungsi	: Mengangkut logam seng dari bin seng menuju furnace
Tipe	: Flat Belt and Continuous Plate
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Kapasitas	: 2.525,2525 kg/jam
ρ_{produk}	: 0,0056 g/cm ³

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Densitas}} = 450,4553 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,125126 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Ulrich tabel 4-4 Hal. 71, didapatkan data-data sebagai berikut:

- Kecepatan belt = 1 m/s
- Lebar = 0,3 m
- Panjang = 10 m
- Kemiringan = 30°

4. Blower (G-115B)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: Menghembuskan udara menuju Reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel

Rate feed : 137398,1865 kg/jam = 302908 lb_m/jam
 Kondisi operasi : 30 °C : 1 atm = 14,7 psig
 BM Udara : 28,97 kg/mol
 R : 8314.3 J/kg mol K
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik

Suhu udara masuk = 30 °C = 86 °F
 Humidity udara (H) = 0,03074 (Perry. tabel 12-4)
 Spesifik volume udara (V_s) = 14,5221 ft³/lb (Perry. tabel 12-4)
 Rate Volumetrik = Rate feed x V_s
 = 4398861 ft³/jam
 = 73314.35 ft³/menit

C. Kerja Blower (W_s) dan Daya Blower

Asumsi :

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1,4 \text{ atm}$$

$$-W_s = \frac{2,3026 R T}{B_M} \log \frac{P_2}{P_1} = 29274,32 \text{ J/kg}$$

Daya blower (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{-W_s m}{\eta \cdot 1000} = 1396,611 \text{ hp}$$

Spesifikasi Blower (G-115B)

Fungsi : Menghembuskan udara menuju Reaktor
 Tipe : *Centrifugal Blower*
 Bahan Konstruksi : Carbon steel
 Daya Blower : 1396,6 hp

6. Cooler (E-117)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menukar panas udara sisa dari reaktor

Tipe : Double Pipe

direncanakan :

- Bahan masuk pada anulus (t₁) 641,8 °C

- Bahan keluar dari anulus (t₂) 28 °C

- metana masuk dan keluar dari pipa dengan suhu -160 dan 7,4 °C

- Faktor kekotoran (R_d) minimal 0,003 BTU/jam ft² °F

B. Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\text{Rate bahan} = 277335.5 \text{ kg/jam} = 561548,9 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Rate CH}_4 = 301,911 \text{ kg/jam} = 611,3093 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$C_p \text{ CH}_4 = 40870 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$Q = \text{rate} \times C_p \times \Delta T$$

$$Q = 112562,4636 \text{ BTU/jam}$$

$$\Delta t_1 = 188 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 634 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 / \Delta t_2 = 0,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = 367,0356 \text{ }^\circ\text{C} = 692,6641 \text{ }^\circ\text{F}$$

Gambar 17 (Kern,1965) diperoleh $K = 0,1$ dan $F_C = 0,46$

maka suhu calorinya adalah :

$$t_c = t_1 + F_C(t_2 - t_1) = -83,0 \text{ }^\circ\text{C} = -117,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_t = t_1 + F_C(t_2 - t_1) = 924,1 \text{ }^\circ\text{C} = 1695,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 Hal 110)

2 X 1¹/₄" IPS SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan

Bagian Anulus	Bagian Pipe
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$de = 0,92 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$a'' = 0,3450 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$de' = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$di = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$
	$do = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus	Bagian Pipe
1. Menghitung NRe	1.' Menghitung NRe
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_t = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= 67952141,78 \text{ lb}_m/\text{jam ft}^2$	$= 58685,69 \text{ lb}_m/\text{jam ft}^2$
$\mu = 7,270648 \text{ cp}$	$\mu = 0,6 \text{ cp}$
$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$N_{Re} = \frac{di \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$
$= 294479,12$	$= 4647,97169$

<p>2. Mencari faktor panas (JH)</p> $J_H = 150 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ <p>(Kern. Hal 838)</p> $J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1.3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1.4}$	<p>2.' Mencari faktor panas (JH)</p> $J_H = -$
<p>3. Mencari Harga koefisien film perpindahan panas hi</p> $cp = 40870,3 \text{ BTU/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$ $k = 0,006933 \text{ BTU/jam ft} \cdot ^\circ\text{F}$ $ho =$ $= 4773,238 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>3.' Mencari Harga koefisien film perpindahan panas hio</p> $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 309,2095$ $hio = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

C. Menentukan Tahanan Pipa Bersih dan Tahanan Pipa Terpakai

$$U_C = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = 1141,334$$

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \text{ hingga } U_D = 1141,334 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

D. Menentukan Panjang Pipa Ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMD}} = 0,142383 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = A/a'' = 0,4127 \text{ ft}$$

Harga L							
L (ft)	n (hairpin)		L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design
12	0,0172	= 1	24	8,28	19,6264	0,0501	1569,19%
16	0,0000	= 1	32	11,04	14,7198	0,0671	2135,32%
20	0,0000	= 1	40	13,80	11,7758	0,0840	2701,45%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairp 0,06 dengan

panjang pipa = 435 ft

Evaluasi Δp	
Bagian Shell	Bagian Tube (Air)
1. N_{Re} dan friksi (f)	1'. N_{Re} dan friksi
$N_{Re\ an} = \frac{de' \cdot G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$	$N_{Re\ p} = \frac{di \cdot G_p}{\mu \cdot 2,42}$
$= 128734$	$= 4647,97$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$
$= 0,005386$	$= 0,01110945$
2. Δp karena panjang pipa	2'. Δp pipa
$\rho = 4987,981 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$	$\rho_{\text{steam}} = 0,042 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$
$\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \frac{\rho}{144}$	$\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \frac{\rho}{144}$
$= 3,1816\text{E-}05 \text{ psi}$	$= 1,54301283 \text{ psi}$
$v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$	$\Delta p_L < \text{dari } 2 \text{ psi} \text{ Memadai}$
$= 3,784215 \text{ ft/s}$	
$\Delta p_n = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$	
$= 0,463153 \text{ psi}$	
$\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$	
$= 0,463185 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$	
$= \text{Memadai}$	

Spesifikasi Cooler (E-117)

Fungsi : Menukar panas udara sisa dari reaktor

Tipe : Double Pipe

Bahan Kontruksi : Carbon steel

Rate Feed : 277335,5 kg/jam

Rate Air : 301,911 kg/jam

Dimensi Anulus

Diameter dalam : 0,92 in

Diameter luar : 0,40 in

Diameter Pipa

Diameter dalam : 1,38 in

Diameter luar : 1,66 in
 Panjang : 435 ft
 Jumlah hair pin : 1
 Jumlah : 1

7. Storage N₂ (F-118)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan N₂ sisa
 Tipe : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah flat
 Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
 Allowable stress (f) : 18750
 Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
 Faktor pengelasan (E) : 0,85
 Faktor korosi (C) : 1/16 in
 L/D : 1,5 ; Ls = 1,5 D (brownell. 1959)
 Rate feed : 39619,3592 kg/jam = 87344,8393 lb/jam
 ρ : 0,072 gr/cm³ = 4,4950
 Tekanan : 1 atm = 14,7 psia = 0 psig
 Suhu (T) masuk : 28 °C = 82 °F
 Waktu tinggal : 1 hari
 Jumlah : 7 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate feed}}{\text{densitas}} = \frac{87344,8393 \text{ lb/jam}}{4,49496 \text{ lb/ft}^3} = 19431,7 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume larutan} = \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} = 66623,0668 \text{ ft}^3 = 115132759 \text{ in}^3$$

C. Menentukan Volume Storage (V_T)

$$\text{Volume Storage } V_{TS} = \text{Volume liquid } V_L + \text{Volume ruang kosong } V_{RK}$$

$$V_{RK} = 20\% V_{TS} \text{ sehingga :}$$

$$V_{TS} = V_L + V_{RK}$$

$$V_{TS} = 115132758,6 \text{ in}^3 + 0,20 V_{TS}$$

$$0,80 V_{TS} = 115132758,6 \text{ in}^3$$

$$V_{TS} = 143915948 \text{ in}^3 = 2358,3740 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Storage (D_1) dan Tinggi Liquid dalam Silinder (L_{LS})

$$V_{TS} = V_{dished} + \frac{V_{silinder}}{4}$$

$$143915948,3 \text{ in}^3 = 0,0847 D_1^3 + \frac{\pi D_1^2 L_s}{4}$$

$$143915948,3 \text{ in}^3 = 1,26220 \text{ in}^3 D_T^3 \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$D_T^3 = 114019924 \text{ in}^3$$

$$D_T = 484,90901 \text{ in}$$

$$V_L = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$115132759 \text{ in}^3 = \frac{\pi D_1^2 L_{LS}}{4} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$L_{LS} = 623,74741 \text{ in}$$

E. Menentukan Tebal Storage (t_s) dan Tinggi Silinder (L_S)

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

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho \times L_{LS}}{144}$$

$$P_{\text{liquid}} = 1,62252 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 1,62252 \text{ psig}$$

$$\text{maka, tebal silinder } t_s = \frac{P_{\text{alat}} \times D_T}{2(fE - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$t_s = 0,087184676 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standarisasi} = \frac{1,39}{16} \approx 3/16$$

$$D_O = D_T + 2T_s$$

$$D_O = 485,28401 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } D_O = 500 \text{ in}$$

$$D_1 = D_O - 2T_s$$

$$D_1 = 499,625 \text{ in}$$

$$\text{maka, tinggi silinde } L_S = 1,5 D$$

$$L_S = 749,44 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Tutup (t_{ha}) dan Tinggi Tutup Tangki (h_a)

a. Tinggi tutup tangki (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_1$$

$$h_a = 84,43663 \text{ in}$$

dengan, $r = D_1 = 499,625$ in

$icr = 0,06 \times D_1$

$icr = 29,9775$ in

b. Tebal tutup tangki (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_{alat} \times D_1}{(\sqrt{E} - 0,1 P_{alat})} + C$$

$t_{ha} = 0,10751554$ in

$$\text{standarisasi } t_{ha} = \frac{1,72}{16} \approx 3/16$$

G. Menentukan Tinggi Storage (H)

$$H = L_S + h_a$$

$H = 833,874$ in

Spesifikasi Storage N2(F-118A)

Fungsi	: Menyimpan N2 sisa
Tipe	: Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V_T)	: 143915948,27 in ³
Diameter Tangki (D_1)	: 499,625 in
Diameter Luar (D_0)	: 500,000 in
Tinggi Tangki (H)	: 833,874 in
Tebal Silinder (t_s)	: 3/16 in
Tinggi Silinder (L_S)	: 749,438 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 84,436625 in
Waktu Tinggal	: 1 hari
Jumlah Tangki	: 7 buah

8. Screw Conveyor (J-121)

Fungsi	: Mengangkut ZnO menuju Rotary Cooler
Rate bahan	: 7,343243 kg/jam = 0,007343 ton/jam
Akan digunakan Screw dengan kapasitas	= 5 ton/jam

Spesifikasi Screw Conveyor (J-121) (Perry 7th, hal : 71)

Diameter flights	: 9 in
Diameter pipa	: 2,5 in
Diameter shafts	: 2 in

Speed : 4 r/menit
 Panjang : 15 ft
 Daya : 0,4 Hp \approx 1 Hp
 Jumlah : 1 buah

9. Vibrator Screen (H-124)

Fungsi : Menyetarakan ukuran produk ZnO
 Tipe : Vibrator Screen
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Rate bahan = 0,7163 kg/jam = 0,0007 ton/jam

Ukuran produk yang diharapkan adalah 325 mesh, (Perry ed.7 Hal 19-20 tabel 19-6) didapatkan data-data sebagai berikut:

- Sieve opening (a : 0,044 mm
- Diameter wire (d : 0,030 mm

10. Screw Conveyor (J-125)

Fungsi : Mengangkut ZnO menuju Bin Produk
 Rate bahan : 0,651171 kg/jam = 0,000651 ton/jam
 Akan digunakan Screw dengan kapasitas = 5 ton/jam

Spesifikasi Screw Conveyor (J-125) (Perry 7th, hal : 71)

Diameter flights : 9 in
 Diameter pipa : 2,5 in
 Diameter shafts : 2 in
 Speed : 4 r/menit
 Panjang : 15 ft
 Daya : 0,4 Hp \approx 1 Hp
 Jumlah : 1 buah

11. Bin Produk (F-126)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menampung produk sebelum ke mesin pengemas
 Tipe : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas flat dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak $\alpha = 120^\circ$
 Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
 Allowable stress (f) : 18750
 Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
 Faktor pengelasan (E) : 0,85

Faktor korosi (C)	: 1/16 in
L/D	: 1,5 ; L _s = 1,5 D (brownell, 1959)
Rate feed	: 4496,8128 kg/jam = 9913,67339 lb/jam
ρ	: 5,6060 gr/cm ³ = 349,9826 lb/ft ³
Tekanan	: 1 atm = 14,7 psia = 0 psig
Suhu (T) masuk	: 30 °C = 86 °F
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate feed}}{\text{densitas}} = \frac{9913,6734 \text{ lb/jam}}{349,9826 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 28,3262 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume bahan mengisi b = 80% dari volume bin jadi

$$\text{Volume Bin} = 35,4077387 \text{ ft}^3/\text{jam} = 61188,8769 \text{ in}^3$$

D. Menentukan Diameter Storage (D₁) dan Tinggi Liquid dalam Silinder (L_{LS})

$$\begin{aligned} V_{TS} &= V_{\text{conical}} + V_{\text{silinder}} \\ 61188,88 \text{ in}^3 &= \frac{V_{\text{conical}}}{\frac{\pi D_1^3}{24 \tan(\frac{1}{2}\alpha)}} + \frac{V_{\text{silinder}}}{\frac{\pi D_1^2 L_s}{4}} \\ 61188,88 \text{ in}^3 &= 1,25304 \text{ in}^3 D_1^3 + \frac{V_{\text{silinder}}}{4} \quad (\text{brownell, 1959}) \\ D_1^3 &= 48832,4714 \text{ in}^3 \\ D_1^3 &= 36,55131 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_L &= V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} \\ 61188,88 \text{ in}^3 &= \frac{\pi D_1^2 L_{LS}}{4} + \frac{\pi D_1^3}{24 \tan(\frac{1}{2}\alpha)} \\ 61188,8769 &= 1048,75842 L_{LS} + 3688,6418 \\ 57500,23508 &= 1048,75842 L_{LS} \\ L_{LS} &= 54,8269593 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tebal Storage (t_s) dan Tinggi Silinder (L_S)

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

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho \times L_{LS}}{144}$$

$$P_{\text{liquid}} = 11,10444 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 11,10444 \text{ psig}$$

$$\text{maka, tebal silinder } t_s = \frac{P_{\text{alat}} \times D_T}{2(fE - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$t_s = 0,07523888 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standarisasi} = \frac{1,20}{16} \approx 3/16$$

$$D_O = D_T + 2T_s$$

$$D_O = 36,92631 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } D_O = 40 \text{ in}$$

$$D_I = D_O - 2T_s$$

$$D_I = 39,625 \text{ in}$$

$$\text{maka, tinggi silinde } L_S = 1,5 D$$

$$L_S = 59,4375 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Tutup (t_{ha}) dan Tinggi Tutup Tangki (h_a)

a. Tinggi tutup bawah tangki (h_a)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_I}{24 \tan (1/2 \alpha)}$$

$$h_b = 0,476615 \text{ in}$$

b. Tebal tutup tangki (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{P_{\text{alat}} \times D_I}{2(fE - 0,1 P_{\text{alat}}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$t_{ha} = 0,09011062 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } t_{ha} = \frac{1,44}{16} \approx 3/16$$

G. Menentukan Tinggi Storage (H)

$$H = L_S + h_a$$

$$H = 59,914 \text{ in}$$

Spesifikasi Bin Produk (F-126)

Fungsi : Menampung produk sebelum ke mesin pengemas

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

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

Volume Tangki (V_T) : 61188,8769 in³

Diameter Tangki (D_I) : 39,6250 in

Diameter Luar (D_O) : 40,0000 in

Tinggi Tangki (H)	:	59,9141	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	59,4375	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	0,4766	in
Waktu Tinggal	:		1 hari
Jumlah Tangki	:		1 buah

12. Mesin Pengemas (J-127)

Fungsi	:	Mengemas produk dari Bin Produk kedalam plastic bag
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Kapasitas	:	4496,813 kg/jam
ρ_{produk}	:	5,6060 g/cm ³

$$\text{Volume mesin} : \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Densitas}} : 0,802143 \text{ m}^3/\text{jam}$$

13. Gudang ZnO (F-128)

Fungsi : Tempat menyimpan logam seng

Dasar perancangan :

$$\text{Suhu gudang} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ Hari} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Massa bahan} = 4496,8128 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas bahan} = 5,6060 \text{ kg/m}^3 = 5,606 \text{ g/m}^3$$

Volume bahan mengisi gudang diasumsikan 80% dari volume gudang

Dasar perancangan :

$$\text{Volume bahan} = \frac{\text{massa bahan} \times \text{waktu tinggal}}{\rho \text{ bahan}}$$

$$= \frac{4496,8128 \times 24}{5,606}$$

$$= 19251,4281 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume storage} = 19251,4281 \text{ m}^3 \times 1,25$$

$$= 24064,2851 \text{ m}^3$$

Ditetapkan :

Panjang (p) = 2 × lebar gudang

Tinggi (t) = 6 m

maka :

Volume storage = p × l × t

$$24064,28515 = 2l \times l \times 6$$

$$\text{lebar (l)} = 2005,3571 \text{ m} = 27 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (p)} = 54 \text{ m}$$

Spesifikasi Peralatan :

- Nama = Gudang seng
- Kapasitas = 24064,2851 m³
- Ukuran = p × l × t
= 54 m × 27 m × 6 m
- Jumlah = 1 buah

14. Filter Udara (H-116)

Rate udara kering yang dibutuhkan = 1078,487 kg/jam = 2377,632 lb/jam

T udara = 30 C

ρ udara = 1,17 kg/jam = 0,08 lb/ft³

Rate volumetrik = $\frac{2377,6}{0,08} = 29720,4 \text{ ft}^3/\text{jam} = 495,3 \text{ ft}^3/\text{menit}$

Berat debu dlm udara = 1 gram = 1000 ft³

W. debu udara proses = $\frac{1}{1000} \times 495,3400 = 0,4953 \text{ g/menit}$

kapasitas 1 filter = 5000 ft³/menit

Jumlah Filter (N) = $\frac{495,3400}{5000} = 0,0991$

= 1 buah

Spesifikasi Peralatan :

- Nama alat : Filter Udara
- Fungsi : Menyaring debu yang terdapat dalam udara
- Type : Dry filter
- Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 Grade M Type 316
- Kapasitas : 2377,6319 lb/jam
- Ukuran : 20 × 20 in

Jumlah : 1 buah

15. Ball Mill (C-123)

Fungsi : Menghancurkan bahan dengan ukuran yang diinginkan

Type : Marcy Ball Mill

kapasitas

Dasar Perancangan :

kapasitas = $4496,8128 \text{ kg/jam} = 4,496813 \text{ ton/jam} = 107,9235 \text{ ton/hari}$

Dari tabel 20-16 Perry edisi 7, hal 20-35 didapat :

Sieve number = 35

Ukuran sieve = 50

Kecepatan Mill = 27 rpm

Power = 50 Hp

Ball charge = 5,25 ton

Spesifikasi Peralatan :

Nama alat = Ball Mill

Fungsi = Menghancurkan bahan dengan ukuran yang diinginkan

Type = Marcy Ball Mill

Bahan Kosntruksi = Carbon Steel SA-240 Grade M Type 316

Kapasitas = 107,9235 ton/hari

Ukuran sieve = 50

Kecepatan Mill = 27 rpm

Power = 50 Hp

Ball charge = 5,3 ton

Jumlah = 1



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 Seng Oksida ini meliputi

- 8.1. Unit penyediaan air
- 8.2. Unit penyediaan listrik
- 8.3. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

Unit ini bertugas untuk memenuhi air yang dibutuhkan pada pabrik Seng Oksida ini baik secara kualitas maupun kuantitas sehingga dapat menunjang produksi. Dalam pabrik Seng Oksida, air digunakan untuk :

A. Air Sanitasi

Air ini digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, taman dll.

Air sanitasi dapat diperinci sebagai berikut :

1. Air kebutuhan karyawan.

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan karyawan} &= 120 \text{ L / hari per orang (standart WHO)} \\
 \text{Jumlah karyawan} &= 164 \\
 \text{Densitas air (27 }^\circ\text{C)} &= 0,9965 \text{ kg/L} \\
 \text{Kebutuhan air} &= 120 \text{ L/hari/orang} \times 164 \text{ orang} \\
 &= 19680 \text{ L/hari} \\
 &= 820 \text{ L/jam} \times 0,9965 \text{ kg/L} \\
 &= 817,1464 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Air untuk laboratorium dan taman

Diperkirakan 50 % dari kebutuhan karyawan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air} &= 50\% \times 817,1464 \text{ kg/jam} \\
 &= 408,5732 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi kebutuhan air sanitasi adalah} &= 817,1464 + 408,5732 \\
 &= 1.225,7196 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Air pemadam kebakaran dan cadangan air

Diperkirakan 40 % berlebih dari kebutuhan air sanitasi, sehingga total kebutuhan air sanitasi = $1.4 \times 1.225,7196$
 $= 1716,0074 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan total air sanitasi untuk pabrik Seng Oksida dapat dilihat pada tabel :

Tabel A.1. Data kebutuhan air sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	817,1464
2.	Laboratorium dan taman	1.225,7196
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan	1716,0074
Jumlah		3758,8734

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 : $27 \text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan operasi : $1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$

Rate : $3758,8734 \text{ kg/jam} = 8286,8124 \text{ lbm/jam}$

A. Menentukan *Rate Volumetric*

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida menggunakan data kecepatan menurut

Simpson ^(hal 186. Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

pada suhu $27 \text{ }^\circ\text{C}$, $\rho_{\text{air}} = 996,52 \text{ kg/m}^3$, sehingga kecepatan liquida sebesar = $2,8526 \text{ m/s}$

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0216 \text{ m}$$

$$\sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0216 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 71931,0685 \end{aligned}$$

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 digunakan *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,0441)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 23,3007 \text{ mm} = 0,9173 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3 in *schedule number 80*

(Geankoplis. 1997)

$$Di = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$Do = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264E-03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26E-03 \text{ m}^2} = 0,2457 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0737 \text{ m} \times 0,2457 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 21100,3543 \end{aligned}$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,2457^2}{2 \cdot 1,0} \right| = 0,0166 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 300 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 300 \times 0,2457^2}{0,0737 \times 2} = 2,3609 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0679 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0103 \text{ J/kg}$$

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 $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0302 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex}$$

$$= 0,0166 + 2,36 + 0,068 + 0,0103 + 0,0302$$

$$= 2,4859 \text{ J/kg}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

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)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 2,4859 = W_s$$

$$W_s = -149,5857 \text{ J/kg}$$

$$= -149,5857 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{149,5857}{9,80665} = 15,2535 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{149,5857}{80\%} = 186,9821 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 1,0441 kg/s

$$\text{Daya pompa} = 186,9821 \times 1,0441 \text{ kg/s}$$

$$= 195,23 \text{ J/s}$$

$$= 195,23 \text{ Watt}$$

$$= 0,2618 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

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	: 1 hp
Diameter pipa	: 0,0737 m
Kapasitas pompa	: 16,6086 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

2. Bak Sedimentasi (F - 216)

Fungsi : Untuk menampung air dan mengendapkan kotorannya.

Bentuk : Bak Persegi panjang

$$\text{Rate bahan masuk (W)} = 3758,8734 \text{ kg/jam}$$

$$= 8286,8124 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

Waktu tinggal = 8 jam

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume air} = 3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} = 30,1759 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{30,1759}{90\%} = 33,5288 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P)} : \text{lebar (L)} : \text{tinggi (T)} = 5 : 4 : 3$$

- Alas bak berbentuk segitiga miring dengan rasio :

$$\text{Panjang (P)} : \text{lebar (L)} : \text{tinggi (T)} = 5 : 4 : 1$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$33,5288 = 60 X^3$$

$$X^3 = 0,8237 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 0,8237 \text{ m} = 4,1184 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,8237 \text{ m} = 3,2947 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 0,8237 \text{ m} = 2,4710 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

$$\text{Volume segitiga} = L.\text{alas} \times \text{tinggi} = \left(\frac{p}{2} \times L\right) \times T$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 0,8237 \text{ m} = 4,1184 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,8237 \text{ m} = 3,2947 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 1 \times 0,8237 \text{ m} = 0,8237 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran persegi : 4 × 3 × 2 m

Ukuran segitiga : 4 × 3 × 2 m

Volume : 33,5288 m³

Bahan konstruks : 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 : 3758,8734 kg/jam = 8286,8124 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm}$$

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 besar kecepatan liquid sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquids}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0216 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis, 1997)} \\ &= \frac{0,0216 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 71931,0685 \end{aligned}$$

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*

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} && \text{(Coulson \& Richardson's, 1997)} \\ &= 293 \times (1,0441)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 23,3007 \text{ mm} = 0,9173 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :
ukuran pipa 3 in *schedule number 80*

(Geankoplis, 1997)

$$Di = 2,900 \text{ in} = 0,0737 \text{ m}$$

$$Do = 3,500 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$A = 4,264E-03 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26E-03 \text{ m}^2} = 0,2457 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Geankoplis, 1997)}$$

$$= \frac{0,0737 \text{ m} \times 0,2457 \text{ m} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 21100,3543$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0166 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($l = 20 \text{ m}$)

$$F_r = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 0,2457^2}{0,0737 \times 2}$$

$$= 0,1574 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_r = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_r = 3 \cdot K_r \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0679 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0103 \text{ J/kg}$$

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)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0302 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0166 + 0,16 + 0,068 + 0,0103 + 0,0302 \\ &= 0,2824 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 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)

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,80665 \times (10 - 0) + 0,2824 &= W_s \\ W_s &= -98,3489 \text{ J/kg} = -98,3489 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{98,3489}{9,80665} = 10,0288 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{98,3489}{80\%} = 122,9361 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 1,0441 kg/s

$$= 122,9361 \times 1,0441 \text{ kg/s}$$

$$= 128,36 \text{ J/s}$$

$$= 128,36 \text{ Watt} = 0,1721 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

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 : 1 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 16,6086 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

4. Bak Skimmer (F-214)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sedimentasi untuk memisahkan endapan

Bentuk : Bak Persegi panjang

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (W)} &= 3758,8734 \text{ kg/jam} \\ &= 8286,8124 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

Waktu tingga = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Volume air} = 3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} = 30,1759 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{30,1759}{90\%} = 33,5288 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$33,5288 = 60 X^3$$

$$X^3 = 0,8237 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 0,8237 \text{ m} = 4,1184 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,8237 \text{ m} = 3,2947 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 0,8237 \text{ m} = 2,4710 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran : 4 × 3 × 2 m

Volume : 33,5288 m³

Bahan konstruks : Beton

Jumlah : 1

5 Centrifugal Pump (L-213)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak skimmeri ke clarifier

Tipe : Centrifugal Pump

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 3758,8734 kg/jam = 8286,8124 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm}$$

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 liquida

sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquid}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0216 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0216 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 71931,0685 \end{aligned}$$

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)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,0441)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 23,3007 \text{ mm} = 0,9173 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix 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

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26\text{E-}03 \text{ m}^2} = 0,2457 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Geankoplis. 1997)}$$

$$= \frac{0,0737 \text{ m} \times 0,2457 \text{ m} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 21100,3543$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0166 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 20 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 0,2457^2}{0,0737 \times 2}$$

$$= 0,1574 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0679 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0103 \text{ J/kg}$$

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)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0302 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0166 + 0,16 + 0,068 + 0,0103 + 0,0302 \\ &= 0,2824 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 10 m

- Diameter pipa masuk dan keluar dianggap sama.

sehingga didapatkan :

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai α = 1,0 berdasarkan persamaan Bernaulli

maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (10 - 0) + 0,2824 = W_s$$

$$W_s = -98,3489 \text{ J/kg} = -98,3489 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{98,3489}{9,80665} = 10,0288 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{98,3489}{80\%} = 122,9361 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 1,0441 kg/s

$$= 122,9361 \times 1,0441 \text{ kg/s}$$

$$= 128,36 \text{ J/s}$$

$$= 128,36 \text{ Watt} = 0,1721 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

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 : 1 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 16,6086 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

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 : $3.758,8734 \text{ kg/jam} = 8.286,8124 \text{ lbm/jam}$

Densitas = $996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas = $0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

Rate Volumetric = $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8.286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$

$$= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm}$$

$$= 0,0639 \text{ in}^3/\text{s}$$

Waktu tinggal = 4 jam

Volume air = $3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam}$

$$= 15,0880 \text{ m}^3$$

Diasumsikan :

- Volume air = 80% volume tangki

- Volume ruang kosong = 20% volume tangki

maka volume tangki :

$$V_T = \frac{100\%}{80\%} \times 15,0880 = 18,8599518 \text{ m}^3$$

Kebutuhan alum = 30% dari volume air dengan total konsentrasi 80 ppm atau 80 mg

tiap 1 L air = 0,08 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum} &= 30\% \times 18,85995 \text{ m}^3 \times 0,08 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,4526 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum setiap hari} &= \frac{24 \text{ jam/hari} \times 0,4526 \text{ kg}}{4 \text{ jam}} \\ &= 2,7158 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

- 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 : $\tan 1/2 \alpha = 1,7321$

$$L_s = 3 D_i$$

$$V_{\text{total}} = 0,0755 D_i^3 + 2,3550 D_i^3$$

$$18,8600 = 2,4305 D_i^3$$

$$D_i^3 = 7,7596 \text{ m}^3$$

$$D_i = 1,9798 \text{ m} = 6,495202 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = L_s = 3 D_i$$

$$= 3 \times 1,9798 = 5,939 \text{ m} = 19,4856 \text{ ft}$$

- Menentukan tinggi larutan dalam tangki :

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\ &= \left[\frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right] + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s \end{aligned}$$

dimana : $\tan 1/2 \alpha = 1,7321$

$$15,0880 = 0,5861169 + 3,0768 L_s$$

$$L_s = 4,7133 \text{ m} = 15,4635 \text{ ft}$$

- Menghitung tekanan design (P_i)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times L_{ls}}{144 \times 32,174}$$

(Geankoplis, 1997)

$$= \frac{62,211 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 15,463 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 6,6805 \text{ psia}$$

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

$$= 14,696 + 6,6805 = 14,696$$

$$= 6,6805 \text{ psig}$$

Direncanakan :

Bahan konstruks : *High alloy steel SA - 240 grade B*

Type pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

maka didapatkan :

- Allowable stress = 17500 psi (Brownell and Young, 1959)
- Effisiensi sambung: = 0,8 (Brownell and Young, 1959)
- Faktor korosi = 1/16 in
- Menentukan tebal silinder (t_s)

$$t_s = \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{6,6805 \times 6,4952}{2 \times [17500 \times 0,80] - [0,6 \times 6,681]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0641 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

- Standardisasi D_o

$$D_o = D_i + (2 \times t_s)$$

$$= 77,9424 + 0,3750$$

$$= 78,3174 \text{ in} = 1,9893 \text{ m}$$

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 :

$$\begin{aligned} D_i &= D_c - (2 \times ts) \\ &= 168 - 0,3750 \\ &= 167,6250 \text{ in} = 13,969 \text{ ft} = 4,2577 \text{ m} \end{aligned}$$

- Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < D_o$$

$$V_1 = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right|$$

$$18,8600 \text{ m}^3 = 14,2304 L_s + 5,82996$$

$$L_s = 0,916 \text{ m} = 36,0490 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{0,9156 \text{ m}}{4,2577 \text{ m}} = 0,2151 < 4 \quad (\text{Memenuhi})$$

$$t_{hb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi}) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$\text{dimana } d_e = D_i = 13,9688 \text{ in dan } \alpha = 120$$

$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$\begin{aligned} &= \frac{6,6805 \times 13,9688}{2 \times 17500 \times 0,80 - 0,6 \times 6,681 \times 0,5} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0692 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

- Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

Untuk jenis *conical dished* rumus tinggi tutup atas adalah

$$hb = \frac{0,5 \times D_i}{\tan 1/2 \alpha}$$

$$= \frac{0,5 \times 167,6250 \text{ in}}{1,7321}$$

$$= 48,388 \text{ in} = 1,2291 \text{ m} = 4,0323 \text{ ft}$$

$$hb = hb + sf$$

$$= 48,3878 + 1,5$$

$$= 49,8878 \text{ in} = 1,2672 \text{ m} = 4,1573 \text{ ft}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi tangki sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Luar (Do)} &= 168 \text{ in} = 4,2672 \text{ m} \\
 \text{Diameter Dalam (Di)} &= 167,6250 \text{ in} = 4,2577 \text{ m} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 233,8297 \text{ in} = 5,9393 \text{ m} \\
 \text{Tebal Silinder (ts)} &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
 \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}) &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup bawah (h)} &= 49,8878 \text{ in} = 1,2672 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi (tutup bawah + silinder)} \\
 &= hb + Ls \\
 &= 49,8878 + 233,8297 \\
 &= 283,7175 \text{ in} \\
 &= 23,643 \text{ ft} = 7,2064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

A.Perancangan pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari Geankoplis (1997) hal 144 antara lain :

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,3 - 0,5 \\
 W/Da &= 0,2 \\
 L/Da &= 0,25 \\
 C/Dt &= 0,3333 \\
 J/Dt &= 0,0833
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 0,5 \\
 Da &= 0,5 \text{ Dt} \\
 &= 0,5 \times 167,6250 \text{ in} \\
 &= 83,8125 \text{ in} = 2,1288 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/Da = 0,2$$

$$W = 0,2 Da$$

$$= 0,2 \times 83,813 \text{ in}$$

$$= 16,7625 \text{ in} = 0,4258 \text{ m}$$
- Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/Da = 0,25$$

$$L = 0,25 Da$$

$$= 0,25 \times 83,813 \text{ in}$$

$$= 20,9531 \text{ in} = 0,5322 \text{ m}$$
- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$C/Dt = 0,3333$$

$$C = 0,3333 Dt$$

$$= 0,3333 \times 167,6250 \text{ in}$$

$$= 55,8694 \text{ in} = 1,4191 \text{ m}$$

- Menentukan Lebar *Baffle*

$$J/Dt = 0,0833$$

$$J = 0,0833 Dt$$

$$= 0,0833 \times 167,6250 \text{ in}$$

$$= 13,9688 \text{ in} = 0,3548 \text{ m}$$

- 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

$$n_p = \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinde}}{2 Da^2}$$

$$= \frac{4,7133}{9,0639}$$

$$= 0,5200 \approx 2 \text{ buah}$$

B. Penghitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc}$$

(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 $N_p = 5$

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times D_a^5}$$

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 $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ 30% sebanyak 80 ppm (0,8 kg/m³)

Bentuk : Tangki silinder dengan tutup bawah conical

Diameter dalam : 4,2577 m
 Diameter luar : 4,2672 m
 Tinggi tangki : 7.206 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 : 3758,8734 kg/jam = 8286,8124 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
 Efisiensi : 80%
 Daya pompa : 1 hp
 Diameter pipa : 0,0737 m
 Kapasitas pompa : 16,6086 gpm
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Jumlah : 1 buah

8. **Sand Filter** (H-210)

Fungsi : Menghilangkan warna, bau dan rasa air sungai.

Direncanakan bentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

Susunan *Sand Filter* :

- Anthrasit

Berfungsi untuk mengikat partikel dalam air

- Pasir silika

Fungsi Pasir Silica adalah untuk menghilangkan kandungan lumpur atz tanah dan

sedimen pada air.

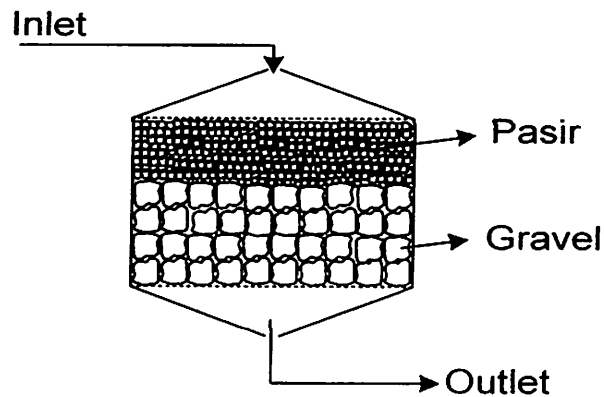
- Lapisan Pasir

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, tidak mengandung tanah liat.

Skema *Sand Filter* :



Kondisi Operasi :

$$\text{Rate} : 3.758,8734 \text{ kg/jam} = 8.286,8124 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8.286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} : 0,5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 1,8860 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam silinder} &= 80\% \text{ Volume air} = 80\% \times 1,8860 \\ &= 1,5088 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume ruang kosong} &= 20\% \text{ Volume air} = 20\% \times 1,8860 \\ &= 0,3772 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{padatan}} + V_{\text{air}}$$

- Menentukan volume padatan

$$\text{Porositas} = V_{\text{ruang kosong}} / (V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{padatan}})$$

diasumsikan porositas 0,4 ; maka

$$40\% = 0,3772 / (0,3772 + V_{\text{padatan}})$$

$$V_{\text{padatan}} = 0,5658 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi volume padatan} &= 0,5658 + 1,5088 \\ &= 2,0746 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished
maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 \text{ d}$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$2,0746 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 \text{ d}$$

$$2,0746 = 1,1775 \text{ d}^3$$

$$d^3 = 1,7619 \text{ m}^3$$

$$d = 1,2078 \text{ m}$$

$$\text{jadi } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$= 1,5 \times 1,2078$$

$$= 1,8117 \text{ m}$$

tinggi tutup atas dan tutup bawah :

$$h = 0,169 \text{ d}$$

$$= 0,169 \times 1,2078$$

$$= 0,2041 \text{ m}$$

Dimensi Sand Filter

Diameter : 1,2078 m

Panjang : 1,8117 m

Kapasitas : 2,0746 m³

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.

Rate : 3.758,8734 kg/jam = 8.286,8124 lbm/jam

Densitas = 996,52 kg/m³ = 62,2106 lbm/ft³

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8.286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0370 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,0639 \text{ in}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 10 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ jam} \\ &= 37,7199 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{37,7199}{90\%} = 41,9110 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T)} = 5 : 4 : 3$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$41,9110 = 60 X^3$$

$$X = 0,8873 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 0,8873 \text{ m} = 4,4364 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,8873 \text{ m} = 3,5491 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 0,8873 \text{ m} = 2,6618 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

Ukuran : 4 × 4 × 3 m

Volume : 41,9110 m³

Bahan konstruks : Beton

Jumlah : 1

10. *Centrifugal Pump* (L-241)

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 : 3.758,8734 kg/jam = 8.286,8124 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16.6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

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

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0216 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0216 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 71931,0685 \end{aligned}$$

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 digunakar *Carbon Steel*

(Coulson & Richardson's, 1997)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,0441)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 23,3007 \text{ mm} = 0,9173 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik 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

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{4,26E-03 \text{ m}^2} = 0,2457 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0737 \text{ m} \times 0,2457 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 21100,3543 \end{aligned}$$

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

$$k_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 = 0,55 (1-0)^2 = 0,55$$

dimana untuk aliran turbulen nilai 1,0 (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0166 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 20 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0048 \times 20 \times 0,2457^2}{0,0737 \times 2} = 0,1574 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0679 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,2457^2}{2} \right| = 0,0103 \text{ J/kg}$$

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 $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \cdot \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,2457^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0302 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0166 + 0,16 + 0,068 + 0,0103 + 0,0302 \\ &= 0,2824 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 20 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:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (20 - 0) + 0,2824 = W_s$$

$$W_s = -196,4154 \text{ J/kg} = -196,4154 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{196,4154}{9,80665} = 20,0288 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{196,4154}{80\%} = 245,5192 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 1,0441 kg/s

$$= 245,5192 \times 1,0441 \text{ kg/s}$$

$$= 256,35 \text{ J/s}$$

$$= 256,35 \text{ Watt} = 0,3438 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

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 : 1 hp

Diameter pipa : 0,0737 m

Kapasitas pompa : 16,6086 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

11. Bak Klorinasi (F-240)

Fungsi : Membersihkan air dari kuman dengan penambahan gas Cl_2 100 gpm

Rate : 3.758,8734 kg/jam = 8.286,8124 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

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8.286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,211 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 6 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 22,6319 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 80% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{22,6319}{80\%} = 28,2899 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$28,2899 = 60 X^3$$

$$X = 0,7783 \text{ m}$$

$$\text{jadi : - P} = 5 \times 0,7783 \text{ m} = 3,8916 \text{ m} \approx 4 \text{ m}$$

$$\text{- L} = 4 \times 0,7783 \text{ m} = 3,1133 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

$$\text{- T} = 3 \times 0,7783 \text{ m} = 2,3350 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

Kebutuhan klor = volume air dengan konsentrasi 100 ppm atau 100 mg

$$\text{tiap 1 liter air} = 0,1 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kebutuhan klor} = 0,1 \text{ kg/m}^3 \times 28,2899 \text{ m}^3$$

$$= 2,83 \text{ kg/waktu tinggal}$$

$$\text{kebutuhan klor per hari} = 24 \text{ jam} / \text{waktu tinggal} \times \text{Kebutuhan klor}$$

$$= 24 / 6 \times 2,83$$

$$= 11,316 \text{ kg/hari} = 3734,27 \text{ kg/tahun}$$



Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang
 Ukuran : 4 × 3 × 2 m
 Volume : 28,2899 m³
 Bahan konstruks : Beton bertulang
 Jumlah : 1

12. Centrifuge Pump (L-241)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak klorinasi ke bak klorinasi
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Rate : 3.758,8734 kg/jam = 8.286,8124 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

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

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0216 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0216 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 71931,0685 \end{aligned}$$



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)

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times (1,0441)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 23,3007 \text{ mm} = 0,9173 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3/4 in *schedule 80*

(Geankoplis. 1997)

$$Di = 0,742 \text{ in} = 0,0188 \text{ m}$$

$$Do = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 2,791\text{E-}04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 3,7541 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{0,0188 \text{ m} \times 3,7541 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 82478,8943 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$Di = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{Di} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

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 $\alpha = 1,0$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{3,7541^2}{2 \times 1,0} \right| = 3,8757 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 15 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 3,7541^2}{0,0188 \times 2} = 157,0353 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{3,7541^2}{2} \right| = 15,8551 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{3,7541^2}{2} \right| = 2,3959 \text{ J/kg}$$

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 $\alpha = 1,0$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{3,7541^2}{2 \times 1,0} \right| = 7,0467 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 3,8757 + 157,04 + 15,855 + 2,3959 + 7,0467 \\ &= 186,2087 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 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)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 186,2087 = W_s$$

$$W_s = -333,3084 \text{ J/kg} = -333,3084 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{333,3084}{9,80665} = 33,9880 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{333,3084}{60\%} = 555,5141 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 1,0441 kg/s

$$= 555,5141 \times 1,0441 \text{ kg/s}$$

$$= 580,03 \text{ J/s}$$

$$= 580,03 \text{ Watt} = 0,7778 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi : Mengalirkan air dari bak klorinasi ke bak klorinasi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 1,00 hp
Diameter pipa	: 0,0188 m
Kapasitas pompa	: 16,6086 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

13. *Centrifuge Pump* (L-241)

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	: 3.758,8734 kg/jam = 8.286,8124 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8286,8124 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 133,2059 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s} = 16,6086 \text{ gpm} \end{aligned}$$

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 liquidida sebesar = 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquidida}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0216 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0216 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 71931,0685$$

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)

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293 \times (1,0441)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37}$$

$$= 23,3007 \text{ mm} = 0,9173 \text{ in}$$

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

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0010 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 3,7541 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0188 \text{ m} \times 3,7541 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 82478,8943$$

Jenis Aliran : *Turbulen*

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis, 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60E-05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{3,7541^2}{2 \times 1,0} \right| = 3,8757 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan (L = 15 m

$$F_r = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 3,7541^2}{0,0188 \times 2} = 157,0353 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2.10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{3,7541^2}{2} \right| = 15,8551 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2.10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{3,7541^2}{2} \right| = 2,3959 \text{ J/kg}$$

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)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{3,7541^2}{2 \times 1,0} \right| = 7,0467 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_r + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 3,8757 + 157,04 + 15,855 + 2,3959 + 7,0467 \end{aligned}$$

$$= 186,2087 \text{ J/kg}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

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 Bernauli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 186,2087 = W_s$$

$$W_s = -333,3084 \text{ J/kg} = -333,3084 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan Head Pump (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{333,3084}{9,80665} = 33,9880 \text{ m}$$

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) = 60%

Shaft work (W_p) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{333,3084}{60\%} = 555,5141 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 1,0441 kg/s

$$= 555,5141 \times 1,0441 \text{ kg/s}$$

$$= 580,03 \text{ J/s}$$

$$= 580,03 \text{ Watt} = 0,7778 \text{ hp} \approx 0,50 \text{ hp}$$

Spesifikasi Centrifugal Pump

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak klorinasi ke bak sanitasi
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 0,50 hp
Diameter pipa	: 0,0188 m
Kapasitas pompa	: 16,6086 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

14. Bak sanitasi (D-243)

Fungsi	: Tempat penampungan air sanitasi
Rate	: 3.758,8734 kg/jam = 8.286,8124 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
Rate Volumetric	= $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{8.286,8124 \text{ lbm/jam}}{62.211 \text{ lbm/ft}^3}$
	= 133,2059 ft ³ /jam
	= 0,0010 m ³ /s = 16,6086 gpm

Waktu tinggal = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 3,7720 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 30,1759 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 80% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{30,1759}{80\%} = 37,7199 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk silinder horizontal dengan rasio :

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$\text{Volume tangk} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$37,7199 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 \text{ d}$$

$$37,7199 = 1,1775 \text{ d}^3$$

$$\text{d}^3 = 32,0339 \text{ m}^3$$

$$\text{d} = 3,1759 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{jadi } L_s &= 1.5 d \\ &= 1.5 \times 3.1759 = 4,7639 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi bak sanitasi :

Fungsi	: Tempat penampungan air sanitasi
Diameter	: 3.1759 m
Tinggi	: 4,7639 m
Kapasitas	: 37,720 m ³
Bahan konstruks	: Beton
Jumlah	: 1 buah

15. Tangki Metana (F-251)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: Menyimpan gas CH ₄
Tipe	: Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Allowable stress (f)	: 18750
Tipe pengelasan	: <i>Double Welding Butt Joint</i>
Faktor pengelasan (E)	: 0,85
Faktor korosi (C)	: 1/16 in
L/D	: 0,5 ; L _s = 0.5 D (brownell, 1959)
Rate feed	: 301,9110 kg/jam = 665,5929
ρ	: 0,042 gr/cm ³ = 2,6221 lb/ft ³
Tekanan	: 1 atm = 14,7 psia = 0 psig
Suhu (T) masuk	: -170 °C = -274 °F
Waktu tinggal	: 1 hari
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{rate feed}}{\text{densitas}} = \frac{665,592912 \text{ lb/jam}}{2,62206 \text{ lb/ft}^3} \\ (Q) &= 253.8435 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times 24 \text{ jam} \\ &= 6092,244223 \text{ ft}^3 = 10528138.6 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Storage (V_T)

$$\begin{aligned} \text{Volume Storage} &= \text{Volume liquid} + \text{Volume ruang kosong} \\ V_{TS} &= V_L + V_{RK} \end{aligned}$$

$V_{RK} = 20\% V_{TS}$ sehingga :

$$V_{TS} = V_L + V_{RK}$$

$$V_{TS} = 10528138,6 \text{ in}^3 + 0,20 V_{TS}$$

$$0,80 V_{TS} = 10528138,6 \text{ in}^3$$

$$V_{TS} = 13160173 \text{ in}^3 = 215,6579 \text{ m}^3$$

D. Menentukan Diameter Storage (D_T) dan Tinggi Liquid dalam Silinder (L_{LS})

$$V_{TS} = V_{dished} + \frac{V_{silinder}}{\frac{\pi D_T^2 L_{LS}}{4}}$$

$$13160173,3 \text{ in}^3 = 0,0847 D_T^3 + \frac{V_{silinder}}{\frac{\pi D_T^2 L_{LS}}{4}} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$13160173,3 \text{ in}^3 = 0,47720 \text{ in}^3 D_T^3 \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$D_T^3 = 27577899 \text{ in}^3$$

$$D_T = 302,12527 \text{ in}$$

$$V_L = V_{\text{liquid dalam silinder}}$$

$$10528138,6 \text{ in}^3 = \frac{\pi D_T^2 L_{LS}}{4} \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$L_{LS} = 146,9291015 \text{ in}$$

E. Menentukan Tebal Storage (t_s) dan Tinggi Silinder (L_S)

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

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho \times L_{LS}}{144}$$

$$P_{\text{liquid}} = 0,22295 \text{ psia}$$

$$P_{\text{alat}} = 0,22295 \text{ psig}$$

$$\text{maka. tebal silinder } t_s = \frac{P_{\text{alat}} \times D_T}{2(fE - 0,6 P_{\text{alat}})} + C$$

$$t_s = 0,064613232 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standarisasi} = \frac{1,03}{16} \approx 3/16$$

$$D_O = D_T + 2T_s$$

$$D_O = 302,50027 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } D_O = 288 \text{ in}$$

$$D_I = D_O - 2T_s$$

$$D_I = 287,625 \text{ in}$$

$$\text{maka, tinggi silinde } L_S = 0,6 \quad D$$

$$L_S = 172,58 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Tutup (t_{ha}) dan Tinggi Tutup Tangki (h_a)

a. Tinggi tutup tangki (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_1$$

$$h_a = 48,60863 \text{ in}$$

$$\text{dengan. } r = D_1 = 287,625 \text{ in}$$

$$icr = 0,06 \times D_1$$

$$icr = 17,2575 \text{ in}$$

b. Tebal tutup tangki (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_{alat} \times D_1}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C$$

$$t_{ha} = 0.066060877 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi } t_{ha} = \frac{1,06}{16} \approx 3/16$$

G. Menentukan Tinggi Storage (H)

$$H = L_S + h_a$$

$$H = 221,184 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage CH₄ (F-118B)

Fungsi	: Menyimpan gas CH ₄
Tipe	: Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V_T)	: 13160173,292 in ³
Diameter Tangki (D_1)	: 287,625 in
Diameter Luar (D_0)	: 288,000 in
Tinggi Tangki (H)	: 221,184 in
Tebal Silinder (t_s)	: 3/16 in
Tinggi Silinder (L_S)	: 172,575 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 48,608625 in
Waktu Tinggal	: 1 hari
Jumlah Tangki	: 1 buah

16. Centrifuge Pump (L-252)

Fungsi : Mengalirkan metana dari tangki ke refrigerator
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Suhu operasi : 27 °C
 Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia
 Rate : 301,9110 kg/jam = 665,5929 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s} \\ \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{665,5929 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 10,6990 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 1,3340 \text{ gpm} \end{aligned}$$

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

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 3\text{E-}05 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0061 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0061 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 20385,7692 \end{aligned}$$

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*

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1997}) \\
 &= 293 \times (0,0839)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\
 &= 6,1224 \text{ mm} = 0,2410 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3/4 in *schedule 80*

(Geankoplis. 1997)

$$Di = 0,742 \text{ in} = 0,0188 \text{ m}$$

$$Do = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 2,791\text{E-}04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 0,3015 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0188 \text{ m} \times 0,3015 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 6624,6664
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$Di = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{Di} = \frac{4,60\text{E-}05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0250 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 15 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 0,3015^2}{0,0188 \times 2} = 1,0131 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,1023 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,0155 \text{ J/kg}$$

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 $\alpha = 1$

(Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0455 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0250 + 1,01 + 0,102 + 0,0155 + 0,0455 \\ &= 1,2013 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

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:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 1,2013 = W_s$$

$$W_s = -148,3010 \text{ J/kg} = -148,3010 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{148,3010}{9,80665} = 15,1225 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{148,3010}{60\%} = 247,1684 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 0,0839 kg/s

$$= 247,1684 \times 0,0839 \text{ kg/s}$$

$$= 20,729 \text{ J/s}$$

$$= 20,729 \text{ Watt} = 0,0278 \text{ hp} \approx 0,50 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi	: Mengalirkan metana dari tangki ke refrigerator
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 0,50 hp
Diameter pipa	: 0,0188 m
Kapasitas pompa	: 1,3340 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah



17. Refrigerator (P-250)

Fungsi : Mendinginkan kembali refrigerant metana

Rate metana : 301,9110 kg/jam

Dari Perry edisi 7 hal 11.98 - 11.102 didapatkan :

Mechanical expander : 4 Mpa

type valve : Needle valve

18. Centrifuge Pump (L-253)

Fungsi : Mengalirkan metana ke reaktor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Rate : 301,9110 kg/jam = 665,5929 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{665,5929 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 10,6990 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 1,3340 \text{ gpm}$$

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 liquida sebesar
= 2,8526 m/s

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 3\text{E-}05 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0061 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

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

(Geankoplis. 1997)



$$= \frac{0,0061 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 20385,7692$$

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)

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 293 \times (0,0839)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37}$$

$$= 6,1224 \text{ mm} = 0,2410 \text{ in}$$

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

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 0,3015 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0188 \text{ m} \times 0,3015 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 6624,6664$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel*. Dari gambar 2.10-3 hal 88 ^(Geankoplis, 1997) didapatkan :

$$e = 4,60\text{E-}05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60E-05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

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 $\alpha = 1,0$ (Geankoplis. 1997)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0250 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 15 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 0,3015^2}{0,0188 \times 2} = 1,0131 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,1023 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,0155 \text{ J/kg}$$

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 $\alpha = 1,0$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0455 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictional loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0250 + 1,01 + 0,102 + 0,0155 + 0,0455 \\ &= 1,2013 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa

1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaan dirancang dengan beda ketinggian 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)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$(0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 1,2013 = W_s$$

$$W_s = -148,3010 \text{ J/kg} = -148,3010 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{148,3010}{9,80665} = 15,1225 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{148,3010}{60\%} = 247,1684 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 0,0839 kg/s

$$= 247,1684 \times 0,0839 \text{ kg/s}$$

$$= 20,729 \text{ J/s}$$

$$= 20,729 \text{ Watt} = 0,0278 \text{ hp} \approx 1.00 \text{ hp}$$

Spesifikasi Centrifugal Pump

Fungsi	: Mengalirkan metana ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 1,00 hp
Diameter pipa	: 0,0188 m
Kapasitas pompa	: 1,3340 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

19. Centrifuge Pump (L-253)

Fungsi	: Mengalirkan metana ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Suhu operasi	: 27 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,696 psia
Rate	: 301,9110 kg/jam = 665,5929 lbm/jam

A. Menentukan Rate Volumetric

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{665,5929 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 10,6990 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 1,3340 \text{ gpm} \end{aligned}$$

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

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 3\text{E-}05 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0,25 \cdot \pi}} = 0,0061 \text{ m}$$

$$\sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0061 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 20385,7692 \end{aligned}$$

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*

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} && \text{(Coulson \& Richardson's, 1997)} \\ &= 293 \times (0,0839)^{0,53} \times (996,5)^{-0,37} \\ &= 6,1224 \text{ mm} = 0,2410 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Standarisasi D_i

Standarisasi D_i 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 D_i

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79\text{E-}04 \text{ m}^2} = 0,3015 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} && \text{(Geankoplis. 1997)} \\ &= \frac{0,0188 \text{ m} \times 0,3015 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}} \\ &= 6624,6664 \end{aligned}$$

Jenis Aliran : Turbulen

Direncanakan bahan konstruksi pipa adalah *Carbon Steel* . Dari gambar 2,10-3 hal 88 (Geankoplis. 1997) didapatkan :

$$e = 4,60E-05 \text{ m}$$

$$D_i = 0,0188 \text{ m}$$

$$\frac{e}{D_i} = \frac{4,60E-05}{0,0188} = 0,0024$$

$$\text{Fanning friction factor (f)} = 0,0070$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0250 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 15 \text{ m}$)

$$F_f = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 0,3015^2}{0,0188 \times 2} = 1,0131 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_f = 0,75$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_f = 3 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,1023 \text{ J/kg}$$

4. Friksi untuk 2 Gate valve wide open

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17$$

(Geankoplis. 1997)

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,0155 \text{ J/kg}$$

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 $\alpha = 1$ (Geankoplis. 1997)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0455 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned}\Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0250 + 1,01 + 0,102 + 0,0155 + 0,0455 \\ &= 1,2013 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

F. Menentukan Kerja Pompa dan Head Pompa1. Menentukan energi mekanisme dari pompa (W_s)

Asumsi - Perpipaian 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)

$$\begin{aligned}\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 1,2013 &= W_s \\ W_s &= -148,3010 \text{ J/kg} = -148,3010 \text{ m}^2/\text{s}^2\end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g$$

(Geankoplis. 1997)

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{148,3010}{9,80665} = 15,1225 \text{ m}$$

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) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{148,3010}{60\%} = 247,1684 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = $W_p \times m$ (Geankoplis. 1997)

dimana m adalah rate fluida masuk = 0,0839 kg/s

$$= 247,1684 \times 0,0839 \text{ kg/s}$$

$$= 20,729 \text{ J/s}$$

$$= 20,729 \text{ Watt} = 0,0278 \text{ hp} \approx 0,50 \text{ hp}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi	: Mengalirkan metana ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 0,50 hp
Diameter pipa	: 0,0188 m
Kapasitas pompa	: 1,3340 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

19. *Centrifuge Pump (L-253)*

Fungsi	: Mengalirkan metana ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Suhu operasi	: 27 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,696 psia
Rate	: 301,9110 kg/jam = 665,5929 lbm/jam

A. Menentukan *Rate Volumetric*

$$\text{Densitas} = 996,52 \text{ kg/m}^3 = 62,2106 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8549 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lbm/ft.s} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{665,5929 \text{ lbm/jam}}{62,2106 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 10,6990 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} = 1,3340 \text{ gpm}$$

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 liquida sebesar
 $= 2,8526 \text{ m/s}$

C. Menentukan Dimensi Pipa

$$1. \text{ Luas aliran pipa} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{kecepatan liquida}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,8526 \text{ m/s}} = 3\text{E-}05 \text{ m}^2$$

$$2. \text{ Diameter Pipa} = \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}} = 0,0061 \text{ m}$$

3. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0061 \text{ m} \times 2,8526 \text{ m/s} \times 996,52 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 20385,7692$$

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)

$$D_{i \text{ optimum}} = 293 \times (\text{rate volumetric})^{0.53} \times \rho^{-0.37}$$

$$= 293 \times (0,0839)^{0.53} \times (996,5)^{-0.37}$$

$$= 6,1224 \text{ mm} = 0,2410 \text{ in}$$

5. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5 maka didapatkan :

ukuran pipa 3/4 in *schedule 80*

(Geankoplis. 1997)

$$D_i = 0,742 \text{ in} = 0,0188 \text{ m}$$

$$D_o = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

$$A = 2,791E-04 \text{ m}^2$$

D. Menentukan Laju Fluida dan Pengecekan Jenis Aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{2,79E-04 \text{ m}^2} = 0,3015 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0188 \text{ m} \times 0,3015 \text{ m/s} \times 996,5 \text{ kg/m}^3}{0,0009 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 6624,6664$$

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)

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0250 \text{ J/kg}$$

2. Friksi sepanjang pipa

Direncanakan panjang pipa yang digunakan ($L = 15 \text{ m}$)

$$F_r = \frac{4f \cdot L \cdot v^2}{D_i \cdot 2} = \frac{4 \times 0,0070 \times 15 \times 0,3015^2}{0,0188 \times 2} = 1,0131 \text{ J/kg}$$

3. Friksi untuk 3 Elbow 90°

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_r = 0,75 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_r = 3 \cdot K_r \cdot \frac{v^2}{2} = 3 \times 0,75 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,1023 \text{ J/kg}$$

4 Friksi untuk 2 Gate valve *wide open*

Dari tabel 2,10-1 hal 93 didapatkan harga

$$K_v = 0,17 \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$h_v = 2 \cdot K_v \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \times 0,17 \left| \frac{0,3015^2}{2} \right| = 0,0155 \text{ J/kg}$$

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)

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 1 \left| \frac{0,3015^2}{2 \times 1,0} \right| = 0,0455 \text{ J/kg}$$

6. Menentukan jumlah *frictinal loss*

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 0,0250 + 1,01 + 0,102 + 0,0155 + 0,0455 \\ &= 1,2013 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

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 :

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$v_2 - v_1 = 0$$

dimana untuk aliran turbulen nilai $\alpha = 1,0$ berdasarkan persamaan Bernaulli maka:

(Geankoplis. 1997)

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ (0,5 \times 0) + 9,80665 \times (15 - 0) + 1,2013 &= W_s \\ W_s &= -148,3010 \text{ J/kg} = -148,3010 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *Head Pump* (H)

$$-W_s = H \times g \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$H = \frac{-W_s}{g} = \frac{148,3010}{9,80665} = 15,1225 \text{ m}$$

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 (Wp) :

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = \frac{148,3010}{60\%} = 247,1684 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya pompa} &= W_p \times m \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 \text{dimana } m &\text{ adalah rate fluida masuk} = 0,0839 \text{ kg/s} \\
 &= 247,1684 \times 0,0839 \text{ kg/s} \\
 &= 20,729 \text{ J/s} \\
 &= 20,729 \text{ Watt} = 0,0278 \text{ hp} \approx 1,00 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Centrifugal Pump*

Fungsi	: Mengalirkan metana ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 60%
Daya pompa	: 1,00 hp
Diameter pipa	: 0,0188 m
Kapasitas pompa	: 1,3340 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

8.2. 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 8.2.1. Pemakaian daya pada peralatan proses

No.	Kode Alat	Nama Alat	HP
1	J-113	Belt Conyeor	2
2	Q-114	Electric Furnace	300
3	S-120	Rotary Cooler	9
4	J-121	Screw Conveyor	1
5	C-123	Ball Mill	50
6	J-125	Screw Conveyor	1
7	G-115	Blower	1396,6
Jumlah			1759,6

B. Daerah Pengolahan

Tabel 8.2.2. Pemakaian daya pada peralatan pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	HP
1	L - 217	Pompa ke bak sedimentasi	1
2	L - 215	Pompa ke skimmer	1
3	L - 213	Pompa ke Clarifier	1
4	L - 211	Pompa ke sand filter	1
5	L - 241	Pompa ke bak kloronasi	1
6	L - 242	Pompa ke bak sanitasi	1
Jumlah			6

Jadi total kebutuhan untuk motor penggerak

$$\begin{aligned}
 &= 1759,6 + 6 \\
 &= 1765,6 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ KWH/HP} \\
 &= 1316,6 \text{ KWH}
 \end{aligned}$$

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 8.2.3. 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.	Areal tangki bahan 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 8.2.4. 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 = $292 \text{ kW} \times 250 = 72,9237 \text{ kW}$

Tabel 8.2.5. 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 8.2.6. 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 penerangan = $72,9237 + 28,0075 + 20,5182$
= $121,4494 \text{ kW}$

- kebutuhan listrik seperti pemakaian komputer, mesin fotocopy, mesin fax, Ac, kulkas, kipas angin, dll sebesar = 2 kW

Total Kebutuhan Listrik

Untuk proses = $1316,616 \text{ kW}$

Untuk penerangan = 121,4494 kW

Untuk lain-lain = 2 kW

Total Kebutuhan Listrik = 1440,065 kW

Safety faktor 10% dari totalkebutuhan = $1,1 \times 1440,065 \text{ kW} = 1584,072 \text{ kW}$

Kebutuhan listrik disuplai dari generator

Power faktor untuk generator = 80%

Power yang harus dibangkitkan oleh generator, adalah :

$$= \frac{1584,072}{80\%} = 1980,0896 \text{ kW}$$

Digunakan generator yang digunakan pembangkit = 1980,0896 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 = 1980,0896 kVA = 1980090 W

$$\text{Daya generator} = \frac{1980090}{0,29307} = 6756370,944 \text{ Btu/jam}$$

Heating value minyak residu = 19200 Btu/lb

Maka jumlah minyak yang dibutuhkan adalah :

$$= \frac{6756370,944}{19200} = 351,8943 \text{ lb/jam} = 159,6157 \text{ kg/jam}$$

Densitas solar = 0,8 kg/L

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{159,6157}{0,8} = 199,5197 \text{ L/jam} = 4788,472 \text{ L/hari}$$

Spesifikasi Alat :

Generator (P -250)

Tipe Generator = AC Generator 3 phase

Kapasitas = 1.980,090 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 generator

Type : fixed roof

Bahan : HAS SA 240 Grade A

Dasar Perancangan :

Suhu 30°C dengan tekanan 14,7 psi

waktu = 30 hari

Rate : 766,5072 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

Rate Volumetric = 766,5072 L/jam

= 27,0688 ft³/jam

= 0,0002 m³/s = 0,0075 ft³/s

= 0,0130 in³/s = 3,3750 gpm

Volume bahan bakar = 0,7665 m³/jam × 24 jam × 30 hari
 = 551,88517 m³

Diasumsikan :

- Volume isi = 80% volume tangki

- Volume ruang kosong = 20% volume tangki

maka volume tangki :

$$V_T = \frac{100\%}{80\%} \times 551,8852$$

$$= 689,856463 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah *standard dished*

Menentukan Dimensi tangki clarifier :

$$V_{\text{total}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$= \left[\frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right] + 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_s$$

dimana : $\tan 1/2 \alpha = 1,7321$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$V_{\text{total}} = 0,0755 D_i^3 + 1,1775 D_i^3$$

$$689,8565 = 1,2530 D_i^3$$

$$D_i^3 = 550,5487 \text{ m}^3$$

$$D_i = 8,1959 \text{ m} = 26,88923 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = L_s = 1,5 D_i$$

$$= 1,5 \times 8,1959 = 12,294 \text{ m} = 40,333841 \text{ ft}$$

Menghitung tekanan design (Pi)

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times L_s}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{0,0300 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 40,334 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 0,0084 \text{ psia}$$

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

$$= 14,696 + 0,0084 = 14,696$$

$$= 0,0084 \text{ psig}$$

Direncanakan :

Bahan konstruks : *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)

$$t_s = \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{0,0084 \times 26,889}{2 \times (17500 \times 0,80) - (0,6 \times 0,0084)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0625 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned} D_c &= D_i + (2 \times t_s) \\ &= 322,6707 + 0,3750 \\ &= 323,0457 \text{ in} \\ &= 8,2054 \text{ m} \end{aligned}$$

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 :

$$i_{cr} = 12 \frac{1}{4} = 12,250 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

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

$$L_s/D_i < 8,2$$

$$V_1 = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + \left| \frac{\pi \times D_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \right| \\ 689,8565 \text{ m}^3 &= 20,9991 L_s + 10,45063 \\ L_s &= 32,354 \text{ ft} = 388,2482 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{9,8615 \text{ m}}{5,1721 \text{ m}} = 1,9067 \quad (\text{Memenuhi})$$

Menentukan dimensi tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

dimana $d_e = D_i = 16,969 \text{ ft}$ dan $a = 120$

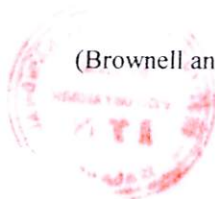
$$\cos 1/2 \alpha = 0,5$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,0084 \times 16,9688}{2 \times \left| 17500 \times 0,80 \right| - \left| 0,6 \times 0,0084 \right| \times 0,5} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0625 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

maka pada t_s (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

$$\begin{aligned} hb &= \frac{0,5 \times Di}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{0,5 \times 203,6250 \text{ in}}{1,7321} \\ &= 58,780 \text{ in} = 1,4930 \text{ m} = 4,8983 \text{ ft} \\ hb &= hb + sf \\ &= 58,780 + 1,5 \\ &= 60,280 \text{ in} = 1,5311 \text{ m} = 5,0233 \text{ ft} \end{aligned}$$

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)	= 484,0061 in = 12,294 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 + 484,0061
	= 544,2859 in
	= 45,357 ft = 13,825 m



APPENDIKS E

ANALISA EKONOMI

E.1. Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditafsirkan harga peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini digunakan persamaan pada "Ulrich" 1984, halaman 269 :

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

Dimana : C_A = Tafsiran harga alat saat ini

C_B = Harga alat pada tahun ke B

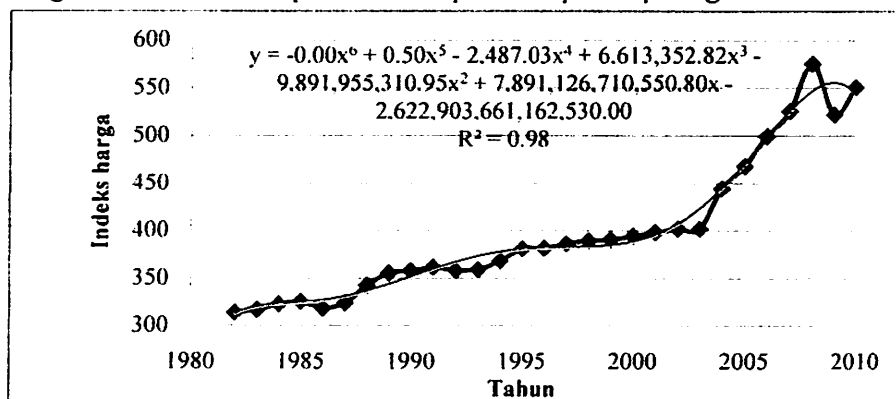
I_A = Indeks harga saat ini

I_B = Indeks harga pada tahun ke B

Tabel E.1.1. Indeks Harga Tahun 1982 - 2010

Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)
1982	314,0	1992	358,2	2002	401,8
1983	316,9	1993	359,2	2003	402,0
1984	322,7	1994	368,1	2004	444,2
1985	325,3	1995	381,1	2005	468,2
1986	318,4	1996	381,7	2006	499,6
1987	323,8	1997	386,5	2007	525,4
1988	342,5	1998	389,5	2008	575,4
1989	355,4	1999	390,6	2009	521,9
1990	357,6	2000	394,3	2010	550,8
1991	361,3	2001	398,0		

Kenaikan harga indeks pada tahun 1982 - 2010 diatas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah :



Dari grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah :

$$y = -0,00004x^6 + 0,50x^5 - 2.487,03x^4 + 6.613.352,82x^3 - 9.891.955.309,07x^2 + 7.891.126.709.050,75x - 2.622.903.660.663.500,00$$

Indeks harga pada tahun 2016 (x = 2016)

$$y = 628,0$$

Tabel E.1.2. Peralatan yang di Desain

No	Nama Peralatan	Kode	Tipe	Kapasitas / Dimensi	Bahan Kons.	Jumlah
1	Reaktor	R-110	multi tube	V= 2105,9366 ft ³	SS	1
2	Gudang Seng	F-111	Flat head	V = 405409788 m ³	BB	1
3	Bin seng	F-112	silinder vertical	V = 6627,9153 ft ³	SS	1
4	Belt conveyor	J-113	Belt	P = 10 m	CS	1
5	Electric Furnace	Q-114	tank heater	m = 3617,9224 kg	SS	1
6	Blower	G-115B	Centrifugal	V = 73314,35ft ³ /min	CS	1
7	Filter udara	H-116	Dry filter	V= 29720,4 ft ³ /jam	CS	1
8	Cooler	E-117	doube pipe	D = 1,38 in	CS	1
9	Storage N ₂	F-118A	Flat head	V = 83284,7ft ³	SS	7
10	Rotary Cooler	S-120	Rotary	A = 13,4686 m ²	SS	1
11	Screw Conveyor	J-121	screw	D = 9 in, L = 15 ft	CS	1
12	Ball mill	C-123	ball	v = 27 rpm	CS	1
13	Vibrator screen	H-124	vibrator screen	d = 0,030 mm	CS	1
14	Screw Conveyor	J-125	screw	D = 9 in, L = 15 ft	CS	1
15	Bin Produk	F-126	silinder vertical	V = 35,429 ft ³	SS	1
16	Mesin pengemas	J-127	silinder vertical	V = 4499,514 ft ³	CS	1
17	Gudang ZnO	F-128	Flat head	V = 24078,7382 ft ³	BB	1

Keterangan : SS=Stainless Steel ; CS=Carbon Steel ; BB=Beton Bertulang

E.2. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini maka dengan menggunakan metode penaksiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel E.2.1 dan peralatan Utilitas pada tabel E.2.2.

Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B (C}_{BM}\text{)} \times \frac{628,0}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

Tabel E.2.1. Daftar Harga Peralatan Pabrik Seng Oksida

No	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Reaktor	R-110	1650100	1972331	25.640.305.291
2	Gudang Seng	F-111	10000	11953	155.386.372
3	Bin seng	F-112	44100	52712	685.253.902
4	Belt conveyor	J-113	28500	34065	442.851.161
5	Electric Furnace	Q-114	940200	1123802	14.609.426.722

6	Blower	G-115B	117900	140923	1.832.005.329
7	Filter udara	H-116	33600	40161	522.098.211
8	Cooler	E-117	700	837	10.877.046
9	Storage N ₂	F-118A	150900	1262574	16.413.462.505
10	Rotary Cooler	S-120	106200	126939	1.650.203.274
11	Screw Conveyor	J-121	3500	4183	54.385.230
12	Ball mill	C-123	82900	99089	1.288.153.026
13	Vibrator screen	H-124	10600	12670	164.709.555
14	Screw Conveyor	J-125	3500	4183	54.385.230
15	Bin Produk	F-126	11000	13148	170.925.010
16	Mesin pengemas	J-127	7400	8845	114.985.915
17	Gudang ZnO	F-128	12100	14463	188.017.510
Total					63.997.431.290

Tabel E.2.2. Daftar Harga Peralatan Utilitas pada Pabrik Seng Oksida

No	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Centrifugal Pump	L-217	2100	2510	32.631.138
2	Bak sedimentasi	F-216	4500	5379	69.923.868
3	Centrifugal Pump	L-215	2100	2510	32.631.138
4	Bak Skimer	F-214	4500	5379	69.923.868
5	Centrifugal Pump	L-213	2100	2510	32.631.138
6	Tangki Clarifier	M-212	209200	250053	3.250.682.908
7	Centrifugal Pump	L-211	2100	2510	32.631.138
8	Sand Filter	H-210	13900	16614	215.987.057
9	Bak Penampung Air	F-222	4500	5379	69.923.868
10	Centrifugal Pump	L-241	2100	2510	32.631.138
11	Bak Klorinasi	F-240	4500	5379	69.923.868
12	Centrifugal Pump	L-241	2100	2510	32.631.138
13	Bak Sanitasi	D-243	4500	5379	69.923.868
14	Tangki Metana	F-251	173200	414045	5.382.583.936
15	Centrifugal Pump	L-252	2100	2510	32.631.138
16	Refrigerator	P-250	594500	710594	9.237.719.833
17	Centrifugal Pump	L-253	2100	2510	32.631.138
18	Generator	P-260	5000	5976	77.693.186
19	Tangki Bahan Bakar	-	30000	35858	466.159.117
Total					4.012.076.132

Harga peralatan total = Harga peralatan proses + harga peralatan Utilitas
= Rp63.997.431.290 + Rp4.012.076.132
= Rp68.009.507.423

Dengan Faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :
Harga peralatan total = 1.2 × Rp68.009.507.423
= Rp81.611.408.907

E.3. Biaya Bahan Baku

1. Logam Seng (Zn)

$$\text{Kebutuhan per jam} = 3617,8500 \text{ kg}$$

$$\text{Harga per kg} = \text{Rp}20.000,00$$

Biaya per tahun,

$$\begin{aligned} &= 3617,8500 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp}20.000 \\ &= \text{Rp}573.067.440.120 \end{aligned}$$

2. Karung

$$\text{Kapasitas karung} = 25 \text{ kg}$$

$$\text{Kebutuhan karung per jam} = 101 \text{ buah} \approx 150 \text{ buah}$$

$$\text{Harga karung per buah} = \text{Rp}10.000$$

Biaya karung per tahun

$$\begin{aligned} &= 150 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp}10.000 \\ &= \text{Rp}11.880.000.000 \end{aligned}$$

Total biaya bahan baku,

$$\begin{aligned} &= \text{Logam Seng (Zn)} + \text{Karung} \\ &= \text{Rp}573.067.440.120 + \text{Rp} 11.880.000.000 \\ &= \text{Rp}584.947.440.120 \end{aligned}$$

E.4. Biaya Utilitas

1. Listrik

$$\text{Kebutuhan Listrik per jam} = 1.584,0717 \text{ kW.h}$$

$$\text{Harga listrik per KW} = \text{Rp}1.000,00$$

Biaya Listrik per tahun

$$\begin{aligned} &= 1584,0717 \text{ kW.h} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp}1.000,00 \\ &= \text{Rp}12.545.847.912 \end{aligned}$$

2. Bahan Bakar

$$\text{Kebutuhan Bakar per jam} = 4788,4723 \text{ L/hari}$$

$$\text{Harga bahan bakar per Liter} = \text{Rp}7.000,00$$

Biaya bahan bakar per tahun

$$\begin{aligned} &= 4788,4723 \text{ L/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp}7.000,00 \\ &= \text{Rp}11.061.371.101 \end{aligned}$$

3. Gas metana

$$\text{Kebutuhan metana per jam} = 7188,3563 \text{ L}$$

$$\text{Harga per L} = \text{Rp}1.800$$

Biaya metana per tahun

$$\begin{aligned} &= 7188,3563 \text{ L/jam} \times \text{Rp}1.800 \\ &= \text{Rp}12.939.041 \end{aligned}$$

Total biaya utilitas,

$$\begin{aligned} &= \text{biaya listrik} + \text{biaya bahan bakar} + \text{biaya resin} \\ &= \text{Rp}12.545.847.912 + \text{Rp}11.061.371.101 + \text{Rp}12.939.041 \\ &= \text{Rp}35.500.158.054 \end{aligned}$$

E.5. Gaji Pegawai

Tabel E.5.1. Daftar Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	10.000.000	10.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	10.000.000	10.000.000
4	Staf Litbang	2	4.000.000	8.000.000
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	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	5.000.000	5.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	4.500.000	4.500.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	4.500.000	4.500.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	4.500.000	4.500.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	4.500.000	4.500.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	4.500.000	4.500.000
21	Kepala Seksi Gudang	1	4.000.000	4.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	4.000.000	4.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	52	2.500.000	130.000.000
24	Karyawan Devisi QC	3	2.500.000	7.500.000
25	Karyawan Devisi bahan baku	5	2.000.000	10.000.000
26	Karyawan Devisi Utilitas	7	2.000.000	14.000.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	5	2.000.000	10.000.000
28	Karyawan Devisi Personalia	4	2.000.000	8.000.000
29	Karyawan Devisi Keamanan	10	2.000.000	20.000.000
30	Karyawan Devisi Administrasi	2	2.000.000	4.000.000
31	Karyawan Devisi Pembukuan	5	2.000.000	10.000.000
32	Karyawan Devisi Keuangan	2	2.000.000	4.000.000
33	Karyawan Devisi Penjualan	4	2.000.000	8.000.000
34	Karyawan Devisi Gudang	4	2.000.000	8.000.000
35	Karyawan Devisi Kesehatan	5	2.000.000	10.000.000
36	Karyawan Devisi Kebersihan	15	1.500.000	22.500.000
37	Sopir	7	1.500.000	10.500.000
38	Sekretaris	4	2.000.000	8.000.000
39	Karyawan pemadam Kebakaran	5	1.500.000	7.500.000
40	Dokter	2	4.000.000	8.000.000

Jumlah	164	Total	439.500.000
--------	-----	-------	-------------

Total gaji pegawai pertahun = Rp439.500.000 × 12 bulan
= Rp5.274.000.000

E.6. Perhitungan Harga Produk

Seng Oksida (ZnO)

Produksi per jam = 2525,2525 kg

Harga ZnO per kg = Rp61.000

Penjualan per tahun

= 2525,2525 kg/jam × 24 jam/hari × 330 hari/tahun × Rp61.000

= Rp1.220.000.000.000

E.7. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1.	Harga peralatan	(E) =	Rp.	81.611.408.907
2.	Instrument dan alat kontrol	20% E =	Rp.	16.322.281.781
3.	Isolasi	8% E =	Rp.	6.528.912.713
4.	Perpipaan terpasang	20% E =	Rp.	16.322.281.781
5.	Listrik terpasang	15% E =	Rp.	12.241.711.336
6.	Harga FOB (jumlah 1-5)	(F) =	Rp.	133.026.596.519
7.	Ongkos angkutan kapal laut	15% F =	Rp.	19.953.989.478
8.	Harga C dan F (jumlah 6-7)	(G) =	Rp.	152.980.585.997
9.	Biaya asuransi	1,0% G =	Rp.	1.529.805.860
10.	Harga CIF (jumlah 8-9)	(H) =	Rp.	154.510.391.857
11.	Biaya angkut barang ke plant	20% H =	Rp.	30.902.078.371
12.	Pemasangan alat	30% E =	Rp.	24.483.422.672
13.	Bangunan pabrik	25% E =	Rp.	20.402.852.227
14.	Service facilities	30% E =	Rp.	24.483.422.672
15.	Tanah	10% E =	Rp.	8.161.140.891
16.	Biaya langsung (DC) (jumlah 10-15)	=	Rp.	262.943.308.691

b. Biaya Tak Langsung (IC)

17.	Engineering dan Supervisi	15% DC =	Rp.	39.441.496.304
18.	Konstruksi	20% DC =	Rp.	52.588.661.738
	Total Modal Tak Langsung (IC)	=	Rp.	92.030.158.042

c. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI = DC + IC
= Rp262.943.308.691 + Rp92.030.158.042
= Rp354.973.466.732

d. Working Capital Investment (WCI)

WC = 15% × FCI
= 15% × Rp354.973.466.732
= Rp53.246.020.010

e. Total Capital Investment (TCI)

TCI = FCI + WC

$$= \text{Rp}354.973.466.732 + \text{Rp}53.246.020.010$$

$$= \text{Rp}408.219.486.742$$

f. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS)	60% TCI	=	Rp244.931.692.045
Modal pinjaman (MP)	40% TCI	=	Rp163.287.794.697

E.8. Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)

- Bahan Baku		=	Rp.	584.947.440.120
- Tenaga Kerja	(TK)	=	Rp.	5.274.000.000
- Supervisi	20% TK	=	Rp.	1.054.800.000
- Utilitas		=	Rp.	35.500.158.054
- Pemeliharaan dan perbaikan (PP)	10% FCI	=	Rp.	35.497.346.673
- Penyediaan operasi	15% PP	=	Rp.	5.324.602.001
- Laboratorium	20% PP	=	Rp.	7.099.469.335
- Patent dan Royalti	1% TPC	=	Rp.	0,01 TPC
Biaya Produksi Langsung		=	Rp.	674.697.816.183
				+ 0,01 TPC

b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat		Rp.	53.246.020.010
- Depresiasi bangunan		Rp.	17.748.673.337
- Pajak kekayaan			24.848.142.671
- Asuransi			3.549.734.667
- Bunga bank			20.410.974.337
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)			7.803.545.022

c. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead			46.673
----------------	--	--	--------

d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum

- Biaya Administrasi			709.946.933
- Biaya distribusi dan pemasaran			0,005 TPC
- Biaya LITBANG			0,005 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)			709.946.933
			+ 0,1 TPC

e. Biaya Produksi Total (TPC)

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp}834.400.454.812 + 0,16 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}993.333.874.776$$

$$\text{Maka, DPC} = \text{Rp}674.697.816.183 + 0,01 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp}684.631.154.931$$

$$\text{GE} = \text{Rp}709.946.933 + 0,1 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp}100.043.334.411$$



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 > Rp. 50.000.000,-

Asumsi yang diambil adalah :

- a. Bunga kredit sebesar 12,5% per tahun
- b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi :
 - Tahun I : 60% produksi total
 - Tahun II : 80% produksi total
 - Tahun III : 100% produksi total

1. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp1.220.000.000.000 (kapasitas 100%)

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp1.220.000.000.000} - \text{Rp993.333.874.776} \\ &= \text{Rp226.666.125.224} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 40\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 40\% \times \text{Rp226.666.125.224} \\ &= \text{Rp90.666.450.090} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \text{Rp226.666.125.224} - \text{Rp90.666.450.090} \\ &= \text{Rp135.999.675.134} \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{Abt}) :

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp226.666.125.224} + \text{Rp53.246.020.010} \\ &= \text{Rp279.912.145.234} \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_{Aat}) :

$$\begin{aligned} C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp135.999.675.134} + \text{Rp53.246.020.010} \\ &= \text{Rp189.245.695.144} \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp226.666.125.224}}{\text{Rp354.973.466.732}} \times 100\% = 64\% \end{aligned}$$



b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}135.999.675.134}{\text{Rp}354.973.466.732} \times 100\% \\
 &= 38\% \text{ dari modal investasi} \\
 &= 38\% \times \text{Rp}408.219.486.742 = \text{Rp}156.399.626.404
 \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}
 POT_{BT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp}354.973.466.732}{\text{Rp}279.912.145.234} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 1,27 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 POT_{AT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp}354.973.466.732}{\text{Rp}189.245.695.144} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 1,88 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

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.

$$BEP = \frac{FC + (0,3 SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC)

$$FC = \text{Rp}119.803.545.022$$

b. Biaya Variabel (VC)

$$\text{Bahan Baku pertahun} = \text{Rp}584.947.440.120$$

$$\text{Biaya Utilitas pertahun} = \text{Rp}35.500.158.054$$

$$\text{Total Biaya Variabel (VC)} = \text{Rp}620.447.598.174$$

c. Biaya Semi Variabel (SVC)

$$\text{Biaya Umum (GE)} = \text{Rp}100.043.334.411$$

$$\text{Biaya Overhead} = \text{Rp}39.189.146.673$$

$$\text{Penyediaan operasi} = \text{Rp}5.324.602.001$$

$$\text{Biaya laboratorium} = \text{Rp}7.099.469.335$$

$$\text{Gaji karyawan langsung} = \text{Rp}5.274.000.000$$

$$\text{Supervisi} = \text{Rp}1.054.800.000$$

$$\text{Perawatan dan Pemeliharaan} = \text{Rp}35.497.346.673$$

$$\text{Royalti} = \text{Rp}9.933.338.748$$

$$\text{Total Biaya Semi Variable (SVC)} = \text{Rp}203.416.037.841$$

d. Harga Penjualan (S)

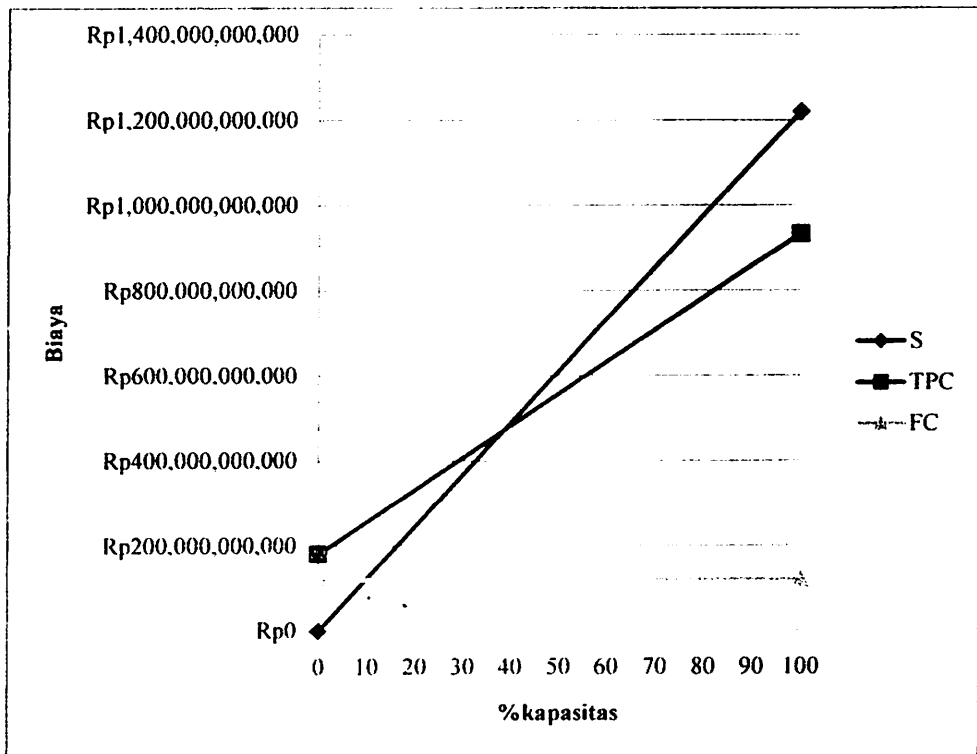
$$S = \text{Rp}1.220.000.000.000$$

maka,

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 39,55\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} &= 39,55\% \times 20.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 7.911 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk Pabrik Zink Oksida berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.



Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{100 - \text{BEP} - 100 - \% \text{ kapasitas}}{100 - \text{BEP}}$$

Dimana :

- PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
- PB = keuntungan pada kapasitas 100%
- % kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{Rp135.999.675.134} = \frac{100 - 39,55\% - 100 - 60\%}{100 - 39,55\%}$$

$$PBi = \left[Rp279.160.741 \right]$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp279.160.741 + Rp53.246.020.010 \\ &= Rp53.525.180.751 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{100 - BEP - 100 - \% \text{ kapasitas}}{100 - BEP}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} PBi &= \text{keuntungan pada \% kapasitas yang tercapai (dibawah 100\%)} \\ PB &= \text{keuntungan pada kapasitas 100\%} \\ \% \text{ kapasitas} &= \% \text{ kapasitas yang tercapai} \end{aligned}$$

$$\frac{PBi}{Rp135.999.675.134} = \frac{100 - 0,00\% - 100 - 80\%}{100 - 0,00\%}$$

$$PBi = \left[Rp1.087.997.401 \right]$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp1.087.997.401 + Rp53.246.020.010 \\ &= Rp54.334.017.411 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - VC} \times 100\% \\ &= 13,35\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas penjualan,} \\ &= 13,35\% \times Rp1.220.000.000.000 \\ &= Rp162.853.439.588 \end{aligned}$$

6. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun,

(tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%) :

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times FCI \times (1 + i)^2 \\ &= 40\% \times Rp354.973.466.732 \times 1,2656 \\ &= Rp179.705.317.533 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times FCI \times (1 + i)^1 \\ &= 60\% \times Rp354.973.466.732 \times 1,1250 \\ &= Rp239.607.090.044 \end{aligned}$$

$$C_{A0} = -C_{A-1} - C_{A-2}$$

$$= -Rp239.607.090.044 - Rp179.705.317.533$$

$$= -Rp419.312.407.578$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Dimana :

F_d = Faktor diskon

C_A = cash flow setelah pajak

i = tingkat bunga bank

n = tahun ke-n

Tabel E.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	F_d $i = 12,5\%$	NPV (Rp)
0	-419.312.407.578	1	-419.312.407.578
1	53.525.180.751	0,8889	47.577.938.445
2	54.334.017.411	0,7901	42.930.581.658
3	189.245.695.144	0,7023	132.913.300.293
4	189.245.695.144	0,6243	118.145.155.816
5	189.245.695.144	0,5549	105.017.916.281
6	189.245.695.144	0,4933	93.349.258.917
7	189.245.695.144	0,4385	82.977.119.037
8	189.245.695.144	0,3897	73.757.439.144
9	189.245.695.144	0,3464	65.562.168.128
10	189.245.695.144	0,3079	58.277.482.780
WCI			53.246.020.010
Total			454.441.972.932

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

7. IRR (Internal Rate Of Return)

Tabel E.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	NPV_1 (Rp) $i = 0,22$	NPV_2 (Rp) $i = 0,23$
0	-419.312.407.578	-419.312.407.578	-419.312.407.578
1	53.525.180.751	41.173.215.962	39.648.282.038
2	54.334.017.411	32.150.306.160	29.812.903.929
3	189.245.695.144	86.138.231.745	76.917.419.151
4	189.245.695.144	66.260.178.266	56.975.866.038
5	189.245.695.144	50.969.367.897	42.204.345.213
6	189.245.695.144	39.207.206.074	31.262.477.936

7	189.245.695.144	30.159.389.288	23.157.391.064
8	189.245.695.144	23.199.530.221	17.153.623.010
9	189.245.695.144	17.845.792.478	12.706.387.415
10	189.245.695.144	13.727.532.675	9.412.138.826
	WCI	53.246.020.010	53.246.020.010
	Total	34.764.363.199	-26.815.552.948

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 IRR &= 30\% + \frac{34.764.363.199,2}{34.764.363.199 - -26.815.552.948} \times 0,35 - 0,30 \\
 &= 32,82\% \quad \left[\quad \quad \quad \right]
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 32,82% per tahun

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (12,5 %), maka Pabrik Zink Oksida ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Kirk R.F and Othmer D.F, "*Encyclopedya Of Chemical Technology*", Vol 4, 3rd edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
2. Anonim. Kegunaan Seng oksida. www.psychologymania.com. diakses 16 November 2013.
3. Perry, Robert H, "**Perry's Chemical Engineering Handbook**", 7th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.
4. Biro Pusat Statistik. Surabaya.
5. Keyes, "*Industrial Chemicals*", 4th edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1975.
6. Brownell E. Lloyd, "**Process Equipment Design**", John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.
7. Brown, G.G, "**Unit Operation**", Charles E. Tuttle Co, Tokyo, Japan, 1961.
8. Geankoplis, Christie, "**Transport Processes and Unit Operations**", 3rd Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997.
9. Hesse, H.C. and Rushton, J.H., "**Process Equipment Design**", D. Van Nostrand Co, New Jersey, 1981.
10. Hougen, A. Olaf and Watson, K.M., "**Chemical Process Principles**", 2nd Edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
11. Hugot, E, Handbook of Cane Sugar Engineering, Elseiver Publishing Co., Amsterdam, 1960.
12. Kern D.Q, "**Process Heat Transfer**", 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
13. Perry, Robert H, "**Perry's Chemical Engineering Handbook**", 6th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.
14. Peter S. and Timmerhause, "**Plant Design and Economic for Chemical Engineering**", 4th edition, McGraw-Hill, Singapore, 1991.
15. Smith, J.M, and Van Ness H.C, "**Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**", 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.

16. Ulrich D. Gael, **“A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic”**, John Wiley and Sons Inc, New York, USA, 1984.
17. Vilbrandt and Dryden, **“Chemical Engineering Plant Design”**, 4th Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, USA, 1959.
18. Walter, L. Badger and Julis T. Banchero, **“Introduction to Chemical Engineering”**, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1985.

