

**PRA RENCANA PABRIK VANILLIN SINTESIS
DARI LIGNIN DENGAN PROSES ASIDIFIKASI
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Disusun oleh:

**ASROFI
03.14.043**



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

2010

LEMBAR PERSETUJUAN

**PRA RENCANA PABRIK VANILLIN SINTESIS
DARI LIGNIN DENGAN PROSES ASIDIFIKASI
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Skripsi

Diajukan sebagai syarat untuk menempuh Ujian Sarjana
Pada jenjang Strata Satu (S-1)
di Institut Teknologi Nasional Malang

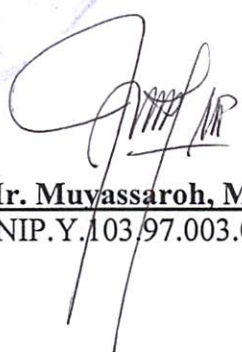
Disusun oleh:

Nama : Asrofi
Nim : 03.14.042
Jurusan : Teknik Kimia

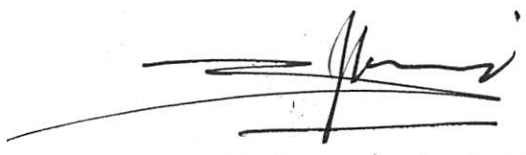
Malang, Agustus 2010



Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia


Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y.103.97.003.06

Memeriksa dan Menyetujui
Dosen Pembimbing


Ir. Bambang Susilo Hadi
NIP.Y.101.9000.210

**BERITA ACARA UJIAN TUGAS AKHIR
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

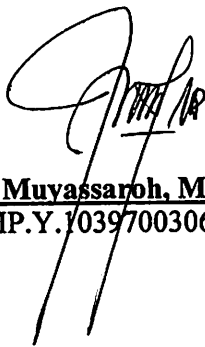
Nama Mahasiswa : Asrofi
Nim : 03.14.042
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia/Teknik Kimia
Jurusan Tugas Akhir : "Pra Rencana Pabrik Vanillin Sintesis dari Lignin dengan Proses Adifikasi Kapasitas 10.000 ton/tahun"

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Tugas Akhir Jenjang Strata Satu (S-1)

Pada:

Hari : Sabtu
Tanggal : 7 Agustus 2010
Nilai : 81,00

Ketua



Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y.1039700306

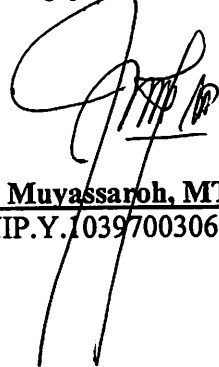
Sekretaris



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

Anggota penguji

Penguji Pertama



Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y.1039700306

Penguji Kedua



Faidliyah Nilna Minah, ST, MT
NIP.P.1030400392

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Asrofi
NIM : 03.04.012
Jurusan : Teknik Kimia
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya tugas akhir yang berjudul:

PRA RENCANA PABRIK VANILLIN SINTESIS DARI LIGNIN DENGAN PROSES ASIDIFIKASI KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Adalah tugas akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikat serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2010

Yang membuat pernyataan

ASROFI

PERSEMBAHAN

Terima kasih

Untuk

"Semua"

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa atas berkat dan rahmat-Nya sehingga Tugas Akhir tentang PRP. Vanilin sintesis dari lignin dapat diselesaikan dengan baik.

Skripsi ini kami susun sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana di Fakultas Teknologi Industri, Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang. Dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak, Ir. Bambang Susila Hadi selaku Dosen Pembimbing
2. Ibu Ir. Muyassaroh, MT, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang
3. Rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang telah membantu hingga terselesainya laporan ini.

Kami menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran dari semua pihak yang sekiranya dapat menyempurnakan laporan kami ini. Akhirnya kami berharap agar laporan ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Malang, Agustus 2010

Penyusun

ABSTRAKSI

Vanillin dikenal dengan nama 3-methoxy 4-Hydroxy Benzaldehyde yang berupa kristal putih berbentuk jarum dan harum. Vanillin pada zaman dahulu diproduksi dengan cara memperoleh secara alami dan tanaman vanili jenis "*Vanila planifolia dan vanilla fragrans*". Kegunaan vanillin sendiri dibedakan karena jenis produk vanilinya yaitu jenis makanan dan technical grade. Kegunaan untuk yang jenis makanan antara lain sebagai pemberi aroma makanan, sintesis obat-obatan, sedangkan jenis technical grade digunakan antara lain agar tidak terjadi foaming pada minyak pelumas, aktivator untuk mencegah kehilangan pada prose elektrolisis untuk herbicide, untuk campuran penyamakan industri kulit.

Pendirian pabrik vanillin dari lignin ini sangat menguntungkan karena banyak bahan baku lignin yang diproduksi serta murah. Vanillin dari lignin ini digunakan sebagai technical grade. Vanillin dapat diproduksi dengan mengoksidasi lignin dengan nitrobenzene, CO_2 , air kapur dan Na_2CO_3 dan mengasamkan lalu mengekstraknya hingga didapatkan vanillin. Pabrik ini akan didirikan di Ngoro Industri, Mojokerto. Mode operasi yang digunakan adalah sistem semi kontinyu dengan waktu operasi 320 hari/tahun dan 24 jam sehari. Struktur organisasi line and staff dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas. Dari perhitungan analisa ekonomi didapatkan 1. Total Capital Investment (TCI) = Rp. 188.008.165.869,3; pay of time (P.O.T) = 2,63 tahun, return of investment $(\text{ROI})_{\text{AT}} = 27,91\%$, $(\text{ROI})_{\text{BT}} = 46,53\%$. Break Event Point = 32,34% sehingga pabrik vanillin sintesis dari lignin ini layak didirikan.

DAFTAR ISI

BAB I PENDAHULUAN

1.1	Latar Belakang	I-1
1.2	Perkembangan Industri Vanillin	I-2
1.3	Pembuatan	I-2
1.4	Kegunaan Vanilin	I-3
1.5	Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk	I-4
1.5.1	Bahan baku	I-4
1.5.2	Bahan Pembantu	I-4
1.5.3	Produk.....	I-5
1.6	Perhitungan Kapasitas Pabrik	I-5

BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1	Pembuatan Vanilin.....	II-1
2.2	Pemilihan Bahan Baku Vanilin Sintesis.....	II-1
2.3	Uraian Proses.....	II-2
2.3.1	Tahap Persiapan Bahan Baku	II-2
2.3.2	Tahap Reaksi.....	II-2
2.3.3	Tahap Netralisasi	II-4
2.3.4	Tahap Pemurnian	II-4
2.3.5	Tahap Penanganan Produk.....	II-5

BAB III NERACA MASSA

3.1	Neraca masa pada pengencer CaO (M-117)	III-1
3.2	Neraca Masa pada Reaktor (R-110).....	III-1
3.3	Neraca Massa Pada Rotary Drum Vacum Filter (H-127)	III-2
3.4	Neraca Massa Pada Tangki Asidifikasi (R-120).....	III-3
3.5	Neraca massa Pada Tangki Ekstraktor (H-130) dengan 3 dekanter disusun seri (H-141a, H-141b, H-141c)	III-4
3.6	Neraca Massa pada Kolom Destilasi (D-140).....	III-7
3.7	Kristalizer (B-147)	III-8
3.8	Centrifuge (H-148).....	III-8
3.9	Rotary Dryer (B-157).....	III-9
3.10	Neraca massa pada Cyclone (H-150).....	III-9
3.11	Neraca massa pada Bin produk (F-154).....	III-9

BAB IV NERACA PANAS

4.1	Neraca Panas Heater Pada Penampung Lignin (E-123).....	IV-1
4.2	Neraca Panas Heater Nitrobenzen (E-109)	IV-2
4.3	Neraca Panas pada Pengencer CaO (M-117)	IV-2
4.4	Neraca Panas Heater Penampung Ca (OH) ₂ dan Na ₂ CO ₃ (E-136)	VI-3
4.5	Neraca panas pada reaktor (R-110).....	VI-4
4.6	Perhitungan Neraca panas pada Cooler (E-126)	VI-5
4.7	Neraca Panas pada Rotary Drum Vacum Filter (H-127)	VI-5
4.8	Perhitungan Neraca Panas Pada tangki penampung CaCO ₃ (M-134)	VI-6

5.14 Gudang Na ₂ CO ₃ (F-121)	V-9
5.15 Bucket Elevator (J-122)	V-9
5.16 Tangki Penampung Toluene (F-135)	V-10
5.17 Pompa Toluene (L-139)	V-11
5.18 Tangki Storage CO ₂ (F-124)	V-11
5.19 Kompresor (G-125).....	V-12
5.20 Gudang NaOH (F-132).....	V-12
5.21 Bucket Elevator (J-133)	V-12
5.22 Tangki Penampung Ca(OH) ₂ dan Na ₂ CO ₃ (M-137).....	V-13
5.23 Heater penampung Ca(OH) ₂ danNa ₂ CO ₃ (E-136).....	V-16
5.24 Reaktor Pemasakan (R-110)	V-16
5.25 Cooler (E-126).....	V-19
5.26 tangki Pengasaman (R-120)	V-19
5.27 Rotary Vacuum Filter (H-127).....	V-20
5.28 Tangki Pengolah Recycle CaCO ₃ (M-134).....	V-20
5.29 Pompa Hasil dari Tangki Ekstraktor ke Dekanter (L-137)..	V-22
5.30 Bejana Ekstraktor (H-130)	V-22
5.31 Dekander (H-141a).....	V-24
5.32 Dekanter (H-141b)	V-24
5.33 Dekanter (H-141c).....	V-25
5.34 Kolom Destilasi (D-140).....	V-26
5.35 Spesifikasi Alat Kondensor (E-143)	V-27
5.36 Reboiler (E-152).....	V-27

5.37 Pompa (L-145)	V-28
5.38 Pompa Recycle (L-146)	V-28
5.39 Kristalizer (B-147)	V-29
5.40 Centrifuge (H-148).....	V-30
5.41 Filter Udara (H-151).....	V-30
5.42 Blower Udara (G-152)	V-30
5.43 Heater Udara (E-153).....	V-31
5.44 Cyclone (H-150).....	V-31
5.45 Bin Produk Sementara (F-154)	V-32
5.46 Mesin Pengemas (X-155).....	V-32
5.47 Gudang (F-156).....	V-32
5.48 Rotary Dryer (B-157).....	V-33
5.49 Pompa Rotary Vacuum Filter (L-128)	V-35
5.50 Belt Conveyor (J-162).....	V-35

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

6.1 Rancangan dimensi vessel.....	VI-2
6.2 Perhitungan Pengaduk.....	VI-7
6.3 Perhitungan Coil Pendingin	VI-11
6.4 Perhitungan Nozle	VI-14
6.5. Manhole Pada Dinding Reaktor	VI-20
6.6 Perhitungan Sistem Penyangga	VI-21
1. Menghitung berat silinder	VI-21
2. Menghitung Berat tutup atas	VI-22

3. Menghitung berat tutup bawah silinder.....	VI-23
4. Menghitung berat larutan	VI-23
5. Menghitung berat air pendingin	VI-23
6. Menghitung berat poros pengaduk.....	VI-23
7. Menghitung berat impeller.....	VI-24
8. Menghitung berat koil pendingin	VI-25
9. Menghitung berat attachment.....	VI-25
10. Menghitung kolom penyangga (Leg).....	VI-26
11. Menghitung Pondasi.....	VI-33

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1. Instrumentasi	VII-1
7.2 Keselamatan Kerja	VII-4

BAB VIII UTILITAS

8.1 Unit Penyediaan Steam	VIII-1
8.1.1 Air Umpan Boiler	VIII-1
8.1.2 Air Proses.....	VIII-3
8.1.3 Air Sanitasi	VIII-3
8.1.4 Air Pendingin.....	VIII-4
8.2 Unit Pengolahan Steam	VIII-4
8.2.1 Pengolahan Air Sanitasi.....	VIII-8
8.2.2 Pelunakan Air Umpan Boiler.....	VIII-9
8.2.3 Air Pendingin.....	VIII-10
8.2.4 Air Proses.....	VIII-11

8.3	Unit Penyediaan Listrik.....	VIII-12
8.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	VIII-12
8.5	Pengolahan Limbah.....	VIII-13
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PERUSAHAAN		
9.1	Lokasi Pabrik.....	IX-1
9.2	Tata Letak Pabrik	IX-3
9.3.	Tata Letak Peralatan.....	IX-6
BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN		
10.1	Bentuk Perusahaan	X-1
10.2	Sistem Organisasi Perubahan	X-2
10.3	Tugas dan Wewenang	X-3
10.4	Pembagian Jam Kerja.....	X-10
BAB XI ANALISA EKONOMI		
11.1	Faktor-faktor Penentu.....	XI-1
11.1.1	Total Capital Investment (FCI).....	XI-1
11.1.2	Total Ongkos Produksi.....	XI-2
11.1.3	Penaksiran Harga Alat	XI-3
11.2	Penentuan Total Capital Investment (TCI)	XI-4
11.3.	Biaya Produksi	XI-6
11.4	Analisa Profitabilitas.....	XI-7
11.4.1	Laba Perusahaan	XI-8
11.4.2	ROI (Return On Investment).....	XI-8
11.4.3	POT (Pay Of Time).....	XI-9

11.4.4	BEP (Break Even Point)	XI-9
--------	------------------------------	------

BAB XII KESIMPULAN

12.1	Dari Segi Teknik	XII-1
12.2	Dari Segi Sosial.....	XII-1
12.3	Dari Segi Lokasi Pabrik	XII-2
12.4	Dari Segi Pemasaran	XII-2
12.5	Dari Segi Analisa Ekonomi.....	XII-2

DAFTAR PUSTAKA

APENDIK A PERHITUNGAN NERACA MASSA

APENDIK B PERHITUNGAN NERACA PANAS

APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

APPENDIKS D PERHITUNGAN UTILITAS

APENDIK E ANALISA EKONOMI

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Perkembangan Vanillin di Indonesia	I-6
Tabel 1.2	Data Kenaikan Vanillin di Indonesia	I-6
Tabel 2.1	Macam pilihan bahan baku pembuatan vanillin sintesis	II-1
Tabel 7.1	Alat-alat kontrol yang dipakai pada tiap peralatan	VII-4
Tabel 7.2	Alat-alat Keselamatan Kerja Pada Pabrik Vanillin	VII-8
Tabel 3.1	Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	IX-5
Tabel 11.1	Cash Flow selama 10 tahun	XI-11
Tabel 11.2	Cash Flow untuk IRR	XI-12

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Flow Diagram Pembuatan Vanillin dari Lignin dengan Proses Asidifikasi	II-6
Gambar 6.2	Tutup bawah conical.....	VI-6
Gambar 9.1	Peta Lokasi Pabrik Vanillin dari Lignin, Ngoro Industri, Mojokerto	IX-4
Gambar 9.2	Tata Letak Pabrik Vanillin dari Lignin	IX-8
Gambar 9.3	Tata Letak Alat	IX-11
Gambar 10.1	Struktur Organisasi Perusahaan	X-13

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini Indonesia sedang giat-giatnya membangun dan salah satu yang digalakkan adalah sektor industri. Sektor ini diharapkan mampu menjadi ujung tombak agar pembangunan dapat mencapai sasarannya dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan memperoleh devisa dari hasil ekspor.

Sektor industri yang menjadi perhatian pemerintah adalah industri kimia yang dari waktu ke waktu perkembangannya terus mengalami peningkatan sejalan dengan perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi serta peningkatan kebutuhan akibat pertumbuhan jumlah penduduk Indonesia yang bertambah. Industri yang bergerak dalam industri kimia antara lain industri minuman, industri makanan, industri minyak, industri pupuk dan sebagainya.

Salah satu industri yang berkembang pesat di Indonesia adalah industri vanilin. Vanilin merupakan komoditi yang penting dan merupakan penghasil desa negara yang cukup besar. Disamping itu, vanilin memiliki prospek yang sangat baik sehingga perlu dikembangkan dan diproses dengan sebaik-baiknya.

Perkembangan proses pengolahan berarti meningkatkan efisien penanganan pasca panen, sehingga akan meningkatkan nilai tambah vanilin tersebut.

Dengan bertambahnya permintaan vanili, maka harganya semakin mahal, sehingga banyak negara berusaha untuk menghasilkan vanilin sintesis. Vanilin dari lignin merupakan salah satu contoh vanilin sintesis.

1.2 Perkembangan Industri Vanillin

Vanillin dikenal dengan nama 3-Methoxy 4-Hydroxy Benzaldehyde yang berupa kristal putih berbentuk jarum dan harum. Vanillin pada zaman dahulu diproduksi dengan cara memperoleh secara alami dan tanaman vanili jenis "*Vanilla Plonofolia Vanilla Fragns*". Pada saat ini sudah banyak dipakai oleh orang Indian Mexico sebelum abad-16. Pada tahun 1520 M, Hernando Cartez penemu daratan Mexico membawa vanili dan saat itu sudah banyak disukai orang sebagai salah satu pemberi aroma makanan yang disenangi. (*Krik-Othmer, Vol 23 hal 704*).

Tanaman vanili selain banyak dijumpai di Mexico, juga dapat ditemukan di Magaskar, Tahiti dan Jawa (Indonesia). Indonesia dalam memenuhi kebutuhan vanillin masih mendatangkan dari negara lain, meskipun di Indonesia sudah ada pabrik vanillin sintesis dari minyak daun cengkeh.

Vanillin dalam perkembangannya mengalami kemajuan pesat baik produksi dan kegunaan produknya. Vanillin sekarang dapat diperoleh secara sintesis bisa dari safrole, eugenol atau tar kayu dan lignin. Dan perkembangan kegunaan produknya kalau dulu hanya sebagai bahan aroma sekarang bisa digunakan sebagai bahan-bahan teknis (*technical grade*). Contohnya: untuk bahan parfume, metal plating, aktivator, herbazone.

1.3 Pembuatan

Vanillin dapat diperoleh secara alami dari ekstrak polong buah kering vanilla beans. Negara-negara di kepulauan Comoro (Comoros Island dan

Reunion) merupakan penghasil polong buah kering vanili terbesar di seluruh dunia. (*Krik-Othmer, Vol 10 hal 485*).

Selain dapat diperoleh secara alami, vanillin juga dapat dihasilkan secara buatan (sintesis) dari: Lignin, guaicol serta euqenol yang terdapat dalam minyak daun, tangkai bunga dan kuncup bunga cengkeh (*Kirk-Othmer, Vol.23 hal.709*).

1.4 Kegunaan Vanilin

Vanillin digunakan sebagai bahan pemberi aroma makanan dan minuman seperti ice cream, kembang gula susu, roti dan lain-lain.

Sejak 1970 vanilin digunakan dalam industri farmasi dan industri kimia, antara lain sebagai bahan intermediate pembuatan L – Methyldopa (obat anti hipertensi) oleh Merc dan pembuatan Trimethoprim (obat kemotropi) oleh Borough – Wellcome. Selain itu vanillin juga digunakan untuk membuat papaverine, Hydrazones sebagai herbicide (zat pembasmi semak-semak).

Pemakaian lain dari vanillin adalah sebagai bakteristatik (penghambat pertumbuhan bakteri) untuk infeksi kulit.

Sebagai obat anti foaming pada pembuatan minyak pelumas (oli). Akan tetapi khusus untuk produk yang dihasilkan dari lindi hitam dari limbah pabrik kertas ini akan kami gunakan untuk bahan technical grade. (*Kirk – Othmer, Vol 23 hal 714*).

1.5 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

1.5.1 Bahan baku

1. Lignin

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia
Tersusun	Unit phenylpropane – menolak air	Memiliki 4 gugus hidroksil dan 4 gugus metoksil
Bersusun	Amourf dan aromatik	Memiliki daya dialisasi
Densitas	1,3 g/mL	Mempunyai reaksi sulfonasi, oksidasi dan halogenasi
Panas pembakaran	12.700 Btu/lb	Lignin mudah larut dalam alkali
		BM : 166 (bervariasi) – Polimer (BM = 1.000)

Faith W, L, D, B Keyes and R.I Claks Industrial Chemical, Kirk Otmer vol.14 hal.294, 295

1.5.2 Bahan Pembantu

1. Natrium Hidroksida (NaOH)

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia
Bentuk	Kristal putih	Sifat dalam air, alkohol dan glycerol
Berat jenis	2,13 g/mL	Mudah menguap
Titik leleh	318°C	
Titik didih	1390°C	

(Kirk-Othmer vol 1 hal 848)

2. Toluena ($C_6H_5CH_3$)

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia
Bentuk	Berwarna, tahan api, cairan	Larut dalam etanol, eter, acetone dan benzena, tidak larut dalam air
Sg	0,866	
Titik didih	100°C	
Densitas	3,14 g/mL	
BM	92,13	

(Kirk-Othmer vol 23 hal 246)

3. Asam Klorida (HCl)

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia	
Bentuk	Cair, tidak berwarna	Berat molekul	36,5
Densitas (319,35 K)	0,630 g/mL	Sifat utama	Asam kuat dengan daya korosi tinggi
Viskositas (25°C)	0,405 cP	Titik didih	-85°C
Titik beku	-114,22°C		
Titik didih	-85°C		

4. Nitrobenzen

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia	
Bentuk	Larutan berminyak berwarna kuning	Kelarutan	Sedikit larut dalam air dan sebagai oksidator
Berat jenis	1,19867 g/mL		
Titik didih	210,9°C		
Viskositas	0,0217 cp		

1.5.3 Produk

1. Vanillin

Sifat-sifat Fisika		Sifat-sifat Kimia	
Bentuk	Kristal kecil seperti jarum	Bisa mengalami reaksi, reduksi	
Bau	Harum, segar	Larut dalam toluene	
Berat jenis	1,056 g/cm ³		
Titik didih	284°C		

Kirk-Othmer vol.23 hal.709

1.6 Perhitungan Kapasitas Pabrik

Pendirian pabrik ini yang akan didirikan di wilayah Mojokerto pada tahun 2015 diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, yang mana pabrik vanilli sintesis di Indonesia yang berasal dari minyak daun cengkeh baru PT.

Djasuluwangai Jawa Barat. Sehingga dengan pendirian pabrik vanillin sintesis dari lignin dapat menambah produksi vanillin sehingga diharapkan dapat menurunkan jumlah kebutuhan import vanillin di luar negeri.

Di Indonesia kebutuhan vanili berkembang seiring dengan kemajuan industri, hal ini dapat dilihat pada data berikut:

Tabel 1.6.1 Data Perkembangan Vanili di Indonesia

Tahun	Import (Kg)	Eksport (Kg)	Produksi (Kg)	Konsumsi (Kg)
2004	13.700	212.475	331.653,5	123.878,5
2005	33.456	279.907	394.335	147.884
2006	49.683	411.478	900.901	539.106
2007	60.789	320.846	674.088,2	414.031,2
2008	63.664	654.880	1.259.930	668.714

Sumber: BPS Surabaya

Tabel 1.6.2 Data Kenaikan Vanillin di Indonesia

Tahun	Import (Kg)	Eksport (Kg)	Produksi (Kg)	Konsumsi (Kg)
2004	-	-	-	-
2005	1,4420	0,3173	0,188	0,193
2006	0,4850	0,4700	1,284	2,645
2007	0,2235	-0,2202	-0,251	-0,232
2008	0,0472	1,0411	0,869	0,615
Jumlah	2,1977	1,6081	2,090	3,221
Rata-rata	0,4395	0,3216	0,4180	0,644

Sumber: BPS Surabaya

Pabrik vanilli sintesis direncanakan didirikan pada tahun 2015 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk menutupi nilai impor dari luar negeri.

Untuk menghitung kapasitas menggunakan rumus:

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

Dimana : M = Jumlah peluang pada tahun 2015

P_o = Data terakhir

i = tingkat pertumbuhan

n = rencana pertumbuhan pabrik

Rata-rata kenaikan import 0,439 dan dicari jumlah peluang import tahun 2015

$$\begin{aligned} M_1 &= P_o (1 + i)^n \\ &= 63.664 (1 + 0,439)^7 \\ &= 813428,6 \end{aligned}$$

Rata-rata kenaikan produksi 0,418 dan dicari jumlah peluang produksi tahun 2015

$$\begin{aligned} M_2 &= 1.259.930 (1 + 0,418)^7 \\ &= 14523792,4 \end{aligned}$$

Rata-rata kenaikan ekspor 0,321 dan dicari jumlah peluang ekspor tahun 2015

$$\begin{aligned} M_4 &= 654.880 (1 + 0,321)^7 \\ &= 4597073,5 \end{aligned}$$

Rata-rata kenaikan konsumsi 0,644 dan dicari jumlah peluang konsumsi tahun 2015

$$\begin{aligned} M_5 &= 668.714 (1 + 0,644)^7 \\ &= 21704666,05 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan, maka kapasitas pabrik tahun 2015: $M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$

M_1 = Nilai import 2015

M_2 = Nilai produksi

M_3 = Nilai kapasitas pabrik baru

M_4 = Nilai ekspor

M_5 = Nilai konsumsi

Sehingga didapat

$$813428,6 + 14523792,4 + M_3 = 4597073,5 + 21704666,05$$

$$M_3 = 10.964.518,5 \text{ kg/th}$$

$$= 10.964,5185 \text{ ton/th}$$

$$= 10.000 \text{ ton/th}$$

Sehingga didapatkan peluang kapasitas pabrik baru pada tahun 2015 sebesar 10.000 ton/th.

BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1 Pembuatan Vanilin

Pembuatan vanillin dilakukan dengan satu proses yaitu asidifikasi, satu proses ini dapat dilakukan oleh tiga bahan baku yaitu lignin, guaiacol dan eugenol.

2.2 Pemilihan Bahan Baku Vanilin Sintesis

Tabel 2.2.1 Macam pilihan bahan baku pembuatan vanillin sintesis

Parameter	Eugenol	Guaiacol	Lignin
Bahan baku	Minyak dan cengkeh	Tar batu bara kayu hasil destruksi	Limbah pabrik pulp mill dan kertas
Yang bisa diproses	85% dari bahan baku bisa diproses	20% dari bahan baku bisa diproses	35% dari bahan baku bisa diproses
Perolehan bahan baku	Mudah tapi mahal	Bahan baku lumayan sulit didapat di Jawa	Mudah dan ada dalam jumlah besar

Dari ketiga bahan baku diatas dapat dipilih mana yang lebih menguntungkan dan dipilih bahan baku vanillin sintesis dari lignin dengan pertimbangan:

1. Bahan baku tersedia dalam jumlah besar
2. Nilai ekonomis yang rendah

2.3 Uraian Proses

Uraian proses pembuatan vanillin dari lignin dibagi menjadi:

- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap pemasakan (oksidasi alkali dan oksidasi Nitrobenzen)
- c. Tahap netralisasi/asidifikasi
- d. Tahap pemurnian
- e. Tahap penanganan produk

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

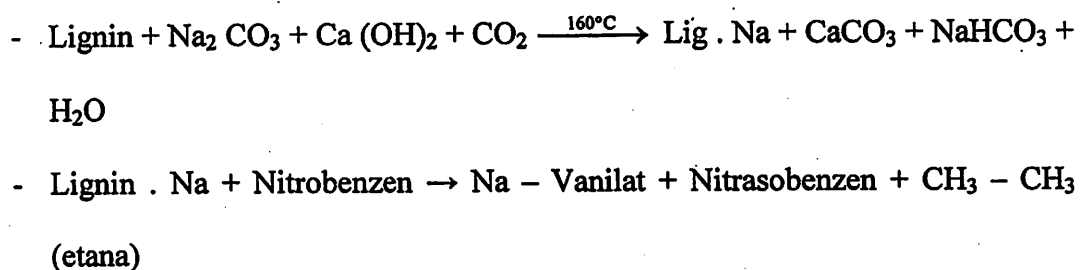
Lignin dipanaskan dalam heater lalu dipompa ke tangki pemasakan. Pada waktu yang bersamaan bahan-bahan pembantu dipompakan ke tangki pemasakan.

2.3.2 Tahap Reaksi

Lignin 35% (dengan asumsi bahan baku adalah diterima dalam bentuk olahan) dimasukkan pada reaktor (R-110) bersama-sama dengan Nitrobenzen 97% dari tangki penampung (F-113); Na_2CO_3 99% dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 40% dari tangki penampung (M-137) dan CO_2 berlebih 20% dari tangki (F-124).

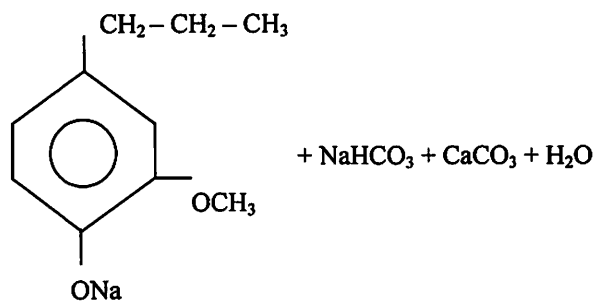
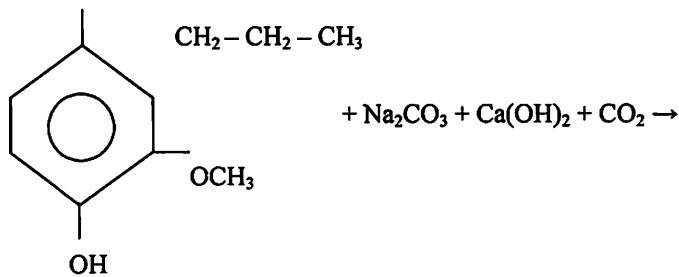
Reaksi pemasakan dalam reaktor berlangsung selama 2 jam dengan suhu diatur 160°C dengan tekanan 150 psig dan konversinya 90%.

Reaksi yang terjadi adalah:

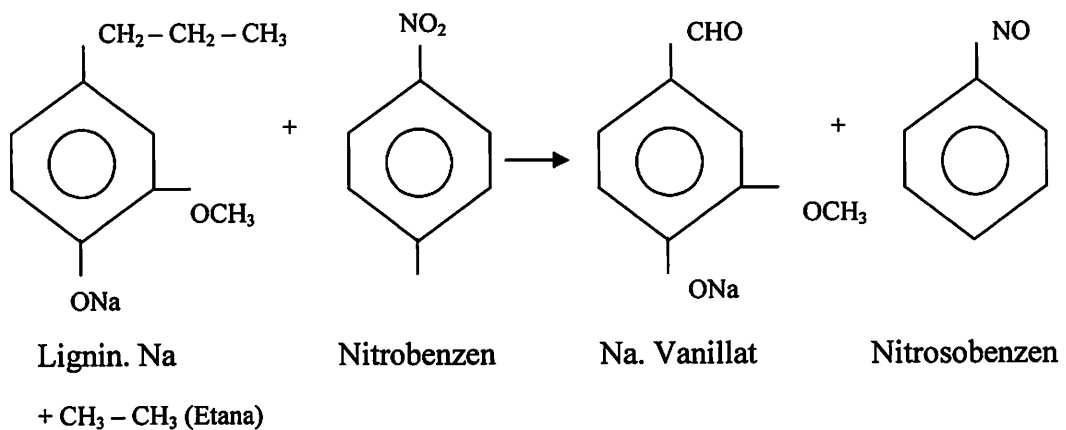


(Kirk - Othmer Vol 23, hal 709)

Oksidasi Alkali lignin dengan Na_2CO_3 , $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan CO_2



Reaksi oksidasi Lignin dengan Nitrobenzen



Hasil reaksi ini kemudian didinginkan dalam cooler (E-126) lalu masuk pada rotary vacuum filter untuk memisahkan CaCO_3 dari larutan induknya untuk direcycle pada rotary vacuum filter. Filtrat yang diperoleh dialirkan di tangki asidifikasi (R-120) sedangkan CaCO_3 diolah pada tangki pelarutan (M-134)

dengan direaksikan dengan NaOH dari gudang (F-132) lalu hasilnya Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ direcycle tangki penampung (M-137) untuk proses selanjutnya pada reaktor (R-110).

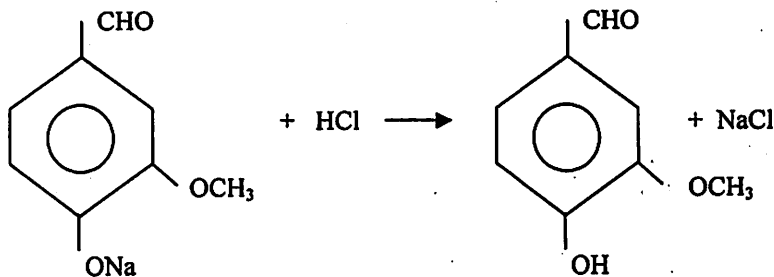
2.3.3 Tahap Netralisasi

Filtrat dari Rotary Vacuum Filter (H-127) yang mengandung Na. Vanillat ditambahkan HCl dari tangki (F-129) untuk membentuk vanillin pada tangki asidifikasi (R-120). Vanillin yang terbentuk dialirkan ke tangki ekstraksi (H-130) untuk diisolasi dari larutan lain.



(Kirk – Otmer Vol 23, hal 709)

Netralisasi dengan HCl



2.3.4 Tahap Pemurnian

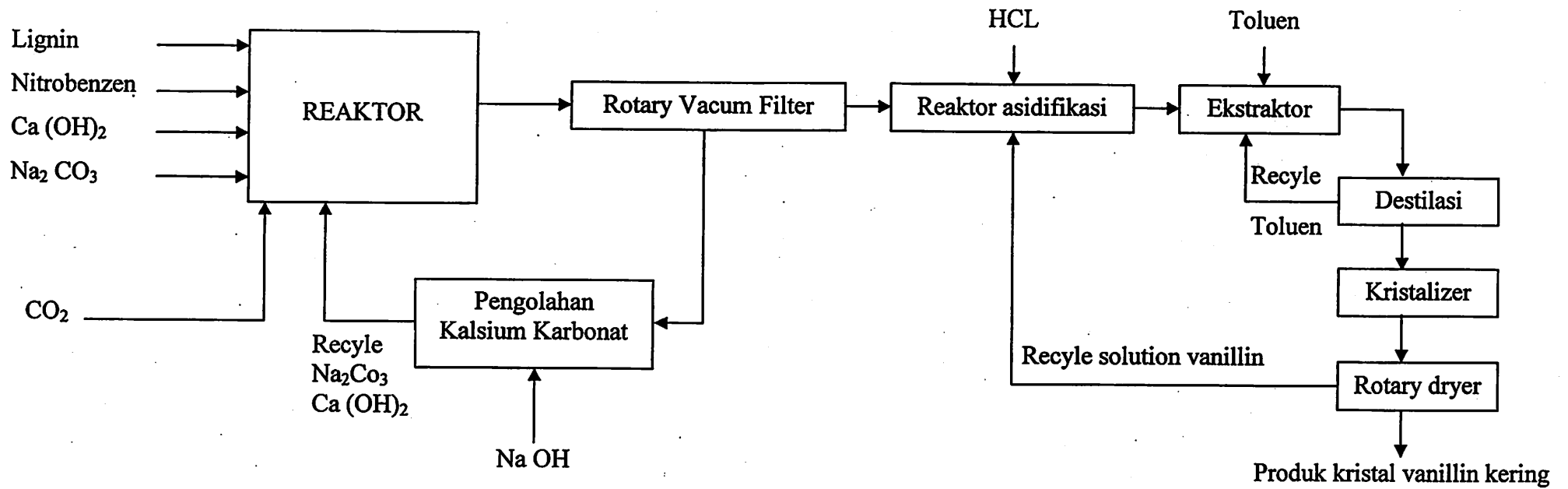
Pada tangki ekstraktor (H-130) vanillin yang masih tercampur dengan larutan lainnya ditambahkan toluene dari tangki (F-135) sebagai solvent untuk mengisolasi vanillin dari larutan lainnya. Hasil ekstraksi dialirkan ke tiga decanter (H-141_a; H-141_b; H-141_c) untuk dipisahkan. Decanter tersebut disusun seri. Hasil bawah (*heavy liquid*) yang berupa garam-garaman dan bahan sisa reaksi dibuang sebagai waste. Sedangkan hasil atas (*light liquid*) yang berupa vanillin, toluene

dan bahan yang terikat dipisahkan didestilasi (D-140) untuk menguapkan toluene untuk direcycle kembali pada tangki ekstraktor (H-130). Sedangkan hasil bawah kolom destilasi (D-140) yang mengandung larutan vanillin jenuh dimasukkan pada reboiler (E-144) lalu dikristalkan di kristalizer (B-147). Hasil dari kristalizer (B-147) berupa kristal vanillin basah tercampur dengan impuritas dipisahkan di centrifuge (H-148). Hasil bawah berupa impuritas di recycle ke tangki asidifikasi (R-120) sedangkan kristal vanillin basah dialirkan dengan belt conveyor (J-149) ke rotary dryer (B-157) untuk dikeringkan hingga mencapai 99% berat kristal vanillin.

2.3.5 Tahap Penanganan Produk

Kristal vanillin yang telah dikeringkan dimasukkan pada bin produk sementara (F-154) kemudian dikemas pada bagian pengemasan (X-155) dalam plastik kedap udara, sebagian masuk gudang (F-156) dan sebagian siap dipasarkan untuk keperluan technical grade.

FLOW DIAGRAM PEMBUATAN VANILLIN DARI LIGNIN DENGAN PROSES ASIDIFIKASI



30	B-167	Rollery dryer	1
49	F-156	Gudang produk	1
48	X-155	Persepsi'an	1
47	F-164	Bln Produk	1
46	E-153	Pemanas Udara	1
46	G-152	Blower	1
44	H-151	Filter Udara	1
43	H-150	Cyclone	1
42	J-149	Belt Conveyor	1
41	H-148	Centrifuge	1
40	B-147	Tangki kristalizer	1
39	L-146	Pompa recycle	1
38	L-145	Pompa recycle	1
37	E-144	Reboiler	1
36	E-143	Kondensor	1
35	E-142	Heater Nitrobenzen	1
34	H-141c	Decanter	2
33	H-141b	Decanter	2
32	H-141a	Decanter	2
31	D-140	Kolom Distilasi	1
30	L-139	Pompa lokawie	3
29	L-138	Pompa	1
28	M-137	Pemampung Na ₂ CO ₃ dan Ca(OH) ₂	1
27	E-136	Heater Ca(OH) ₂ dan Na ₂ CO ₃	1
26	F-135	Tangki toluene	3
25	M-134	Tangki pengolah CaCO ₃	1
24	J-133	Elevator	1
23	F-132	Gudang NaOH	1
22	L-131	Pompa HCl	3
21	H-130	Tangki ekstraksi	1
20	F-129	Tangki HCl	3
19	L-128	Pompa rotary vacuum filter	1
18	H-127	Rotary vacuum filter	1
17	E-126	Cooler	1
16	G-125	Compressor	1
15	F-124	Tangki storage CO ₂	1
14	E-123	Heater lignin	1
13	J-122	Elevator	1
12	F-121	Gudang Na ₂ CO ₃	1
11	R-120	Tangki Asidifikasi	2
10	L-119	Pompa Ca(OH) ₂	1
9	H-118	Soren	1
8	M-117	Mixer CaO	1
7	J-116	Bucket elevator	1
6	F-115	Gudang CaO	1
5	L-114	Pompa Nitrobenzen	6
4	F-113	Tangki Nitrobenzen	9
3	L-112	Pompa Lignin	7
2	F-111	Tangki Lignin	7
1	R-110	Reaktor pemeakan	2
No	Kode	Keterangan	Jml

11	WAST	Buangan
10	CTWR	Cooling Tower Waste Return
9	SC	Steam Condensate
8	S	Steam
7	CTW	Cooling Tower Water
6	WP	Water Process
5		Liquid Flow
4		Mass Flow
3		Gas Flow
2		Temperatur
1		Nomor Aliran
No	Simbol	Keterangan

<p>JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG</p>	
<p>FLOW SHEET PRA RENCANA PABRIK VANILIN SINTESIS DARI LIGNIN</p>	
Disamping oleh	Dosen Pembimbing
ARROFI 03.14.048	<i>[Signature]</i>

19	20	21	22	23	24
			1506,28	1506,28	
203		203,43			
189		169,23			
907		907,29			
2799,6		2799,63			
		512655			
1693	1570,18	392,54			
5		512,63			
3465		3464,79			
15325	12719,49	2605,19	127,83	108,85	112764,22
26344,43	14289,67	11054,78	1834,09	1614,91	112764,22

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 10.000 ton per tahun

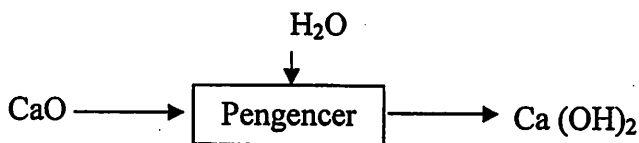
Jam kerja : 320 jam/tahun

Jam kerja : 3 shift (24 jam)

Jenis operasi : Sistem semi-kontinyu

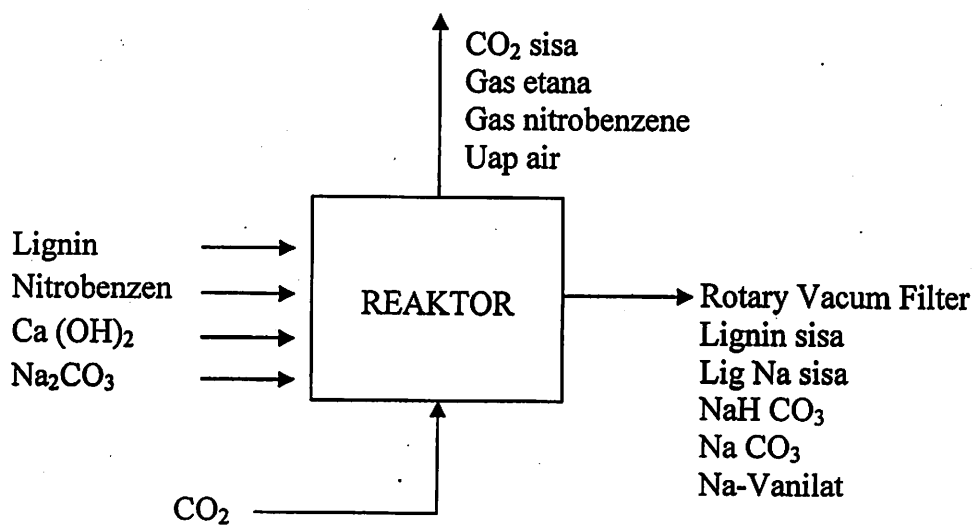
Satuan : Kg/jam

1. Neraca masa pada pengencer CaO (M-117)



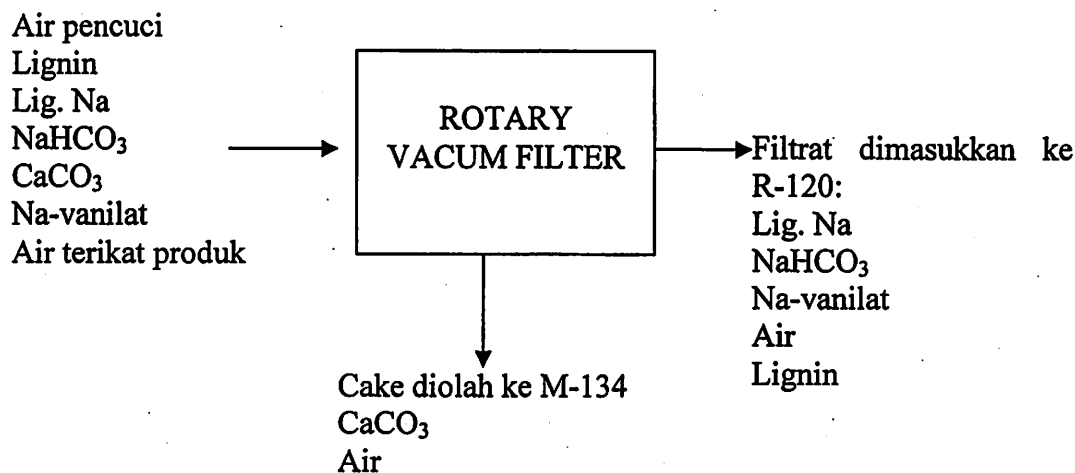
Masuk		Keluar	
CaO	: 8501,20	Ca (OH) ₂	masuk ke reaktor
H ₂ O	: 2732,52		
Jumlah total	= 11233,73	Jumlah total	= 11233,73

2. Neraca Masa pada Reaktor (R-110)



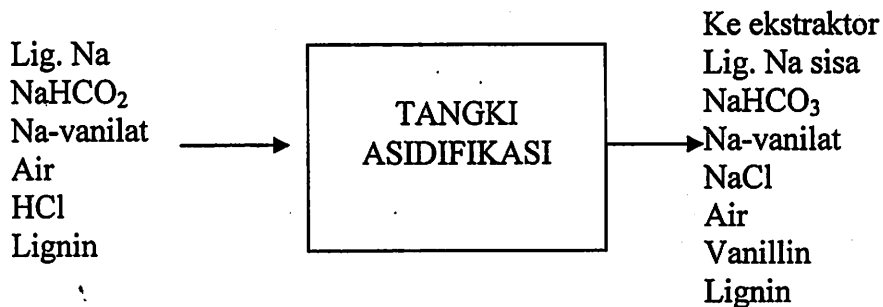
Masuk		Keluar	
Lignin	80000	<u>Gas dibuang keatas</u>	
Na ₂ CO ₃	16254,11	CO ₂ sisa	1335,903614
Ca(OH) ₂	28084,34	Gas etana	4098,795181
CO ₂	8015,422	Gas Nitrosobenzen	14584,87952
Nitrobenzen	17324,8	Uap air	28666,587
			48686,16531
		<u>Hasil bawah reaktor masuk ke-H-138</u>	
		Lignin sisa	2800
		Lig, Na sisa	2853,975904
		NaHCO ₃	12751,80723
		CaCO ₃	15180,72289
		Na-vanilat	23773,01205
		Air dalam lignin	52,000
		Air dari reaksi I	2732,5301
		Air dalam Na ₂ CO ₃	162,54107
		Air dalam Ca(OH) ₂	16850,602
		Air dalam Nitrobenzen	519,74413
			72265,418
		Air terikut produk	43598,83073
		Jumlah kasil bawah	100958,3488
Jumlah total	149644,5		149644,5141

3. Neraca Massa Pada Rotary Drum Vacum Filter (H-127)



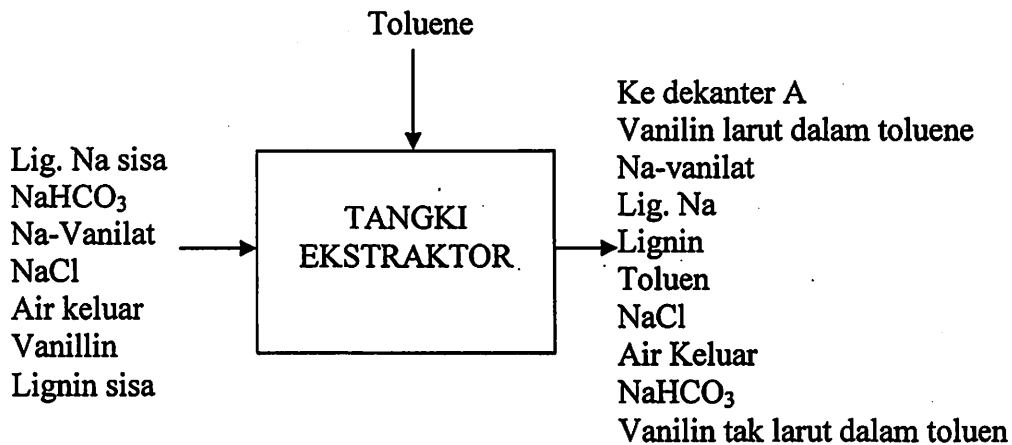
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Air pencuci	= 30287,5	<u>Cake diolah ke M-134</u>	
Lignin	= 2800	CaCO ₃	= 15180,72
Lig. Na	= 2853,976	Air	= 5060,241
NaHCO ₃	= 12751,81		<u>= 20240,96</u>
CaCO ₃	= 15180,72	<u>Filtrat dimasukkan ke R-120</u>	
Na-vanilat	= 23773,01	Lig.Na	= 2853,976
Air terikut produk	= 43598,83	NaHCO ₃	= 12751,81
		Na-vanilat	= 23773,01
		Air	= 68826,09
		Lignin	= 2800
			<u>= 111004,9</u>
Total	= 131245,9		= 131245,9

4. Neraca Massa Pada Tangki Asidifikasi (R-120)



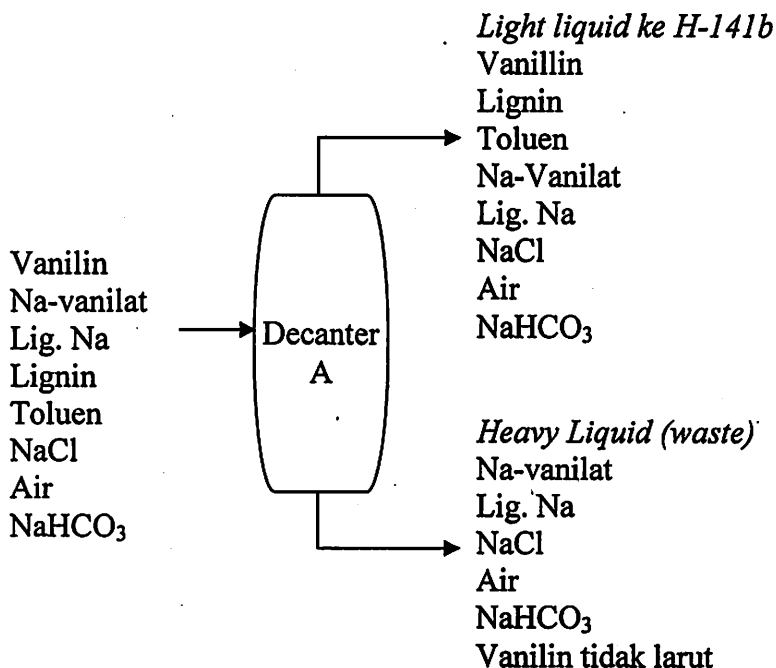
Bahan masuk		Bahan Keluar	
Lig. Na	= 2853,976	Lig, Na sisa	= 2853,976
NaHCO ₂	= 12751,81	NaHCO ₃	= 12751,81
Na-vanilat	= 23773,01	Na-vanilat	= 2377,301
Air	= 68826,09	NaCl	= 7193,386
HCl	= 4488,181	Air	= 68826,09
Lignin	= 2800	Vanillin	= 18690,51
		Lignin	= 2800
Total	= 115493,1	Total	= 115493,1

5. Neraca massa Pada Tangki Ekstraktor (H-130) dengan 3 dekanter disusun seri (H-141a, H-141b, H-141c)



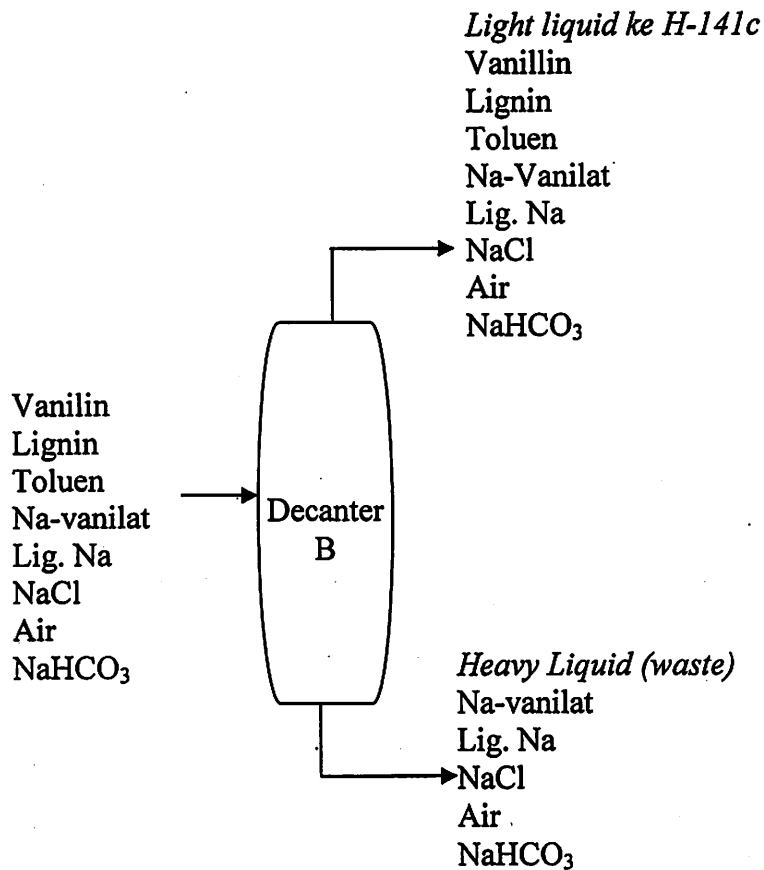
Bahan masuk		Bahan keluar	
Lig, Na sisa	2853,976	Vanillin larut dalam toluene	15326,21494
NaHCO ₃	12751,81	Na-vanilat	2377,301
Na-vanilat	2377,301	Lig, Na	2853,976
NaCl	7193,386	Lignin	2800
Air keluar	68826,09	Toluen	173239,6
Vanillin	18690,51	NaCl	7193,386
Lignin sisa	2800	Air keluar	68826,09
	115493,1	NaHCO ₃	12751,81
Toluene	173239,6	Vanillin tak larut dalam toluene	3364,291084
Jumlah total	288732,7	Jumlah total	288732,7

a. Perhitungan Massa Dekanter A (H-141a)



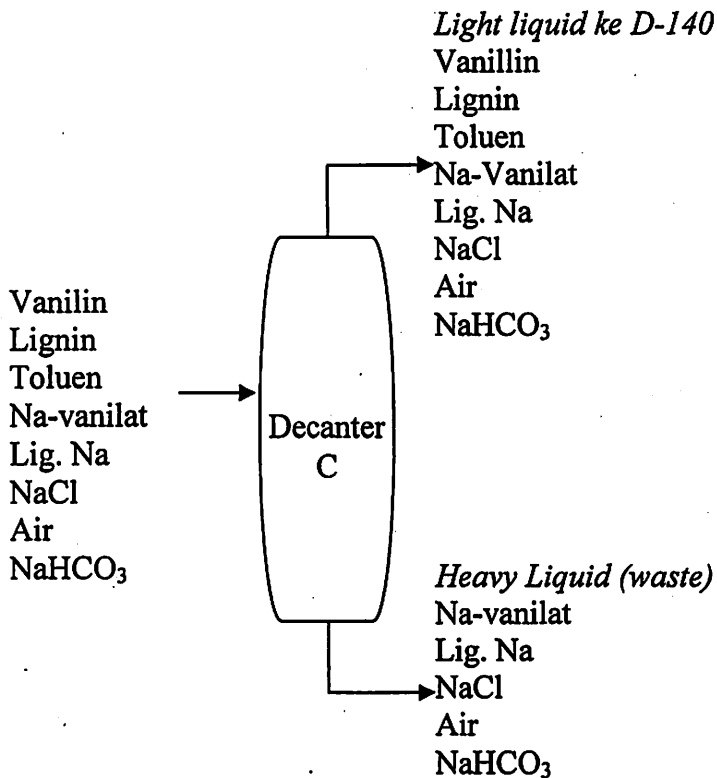
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Vanilin	18690,51	Vanilin	15326,21494
Na-vanilat	2377,301	Lignin	2800
Lig. Na	2853,976	Toluen	173239,6055
Lignin	2800	Na-vanilat	734,4342922
Toluen	173239,6	Lig, Na	881,6963406
NaCl	7193,386	NaCl	2222,296867
Air	68826,09	Air	21262, 86893
NaHCO ₃	12751,81	NaHCO ₃	3939,494288
			220406,6111
		<u>Heavy liquid (waste)</u>	
		Na-vanilat	1642,866913
		Lig. Na	1972,279563
		NaCl	4971,088675
		Air	47563,22548
		NaHCO ₃	8812,312941
		Vanillin tak larut	3364,291084
			68326,06465
Jumlah total	288732,7	Jumlah Total	288732,6758

b. Perhitungan massa dekanter B (H-141b)



Bahan Masuk		Bahan Keluar	
		<i>Light liquid ke h-141c</i>	
Vanilin	15326,21494	Vanilin	15326,21
Lignin	2800	Lignin	2800
Toluen	173239,6055	Toluen	173239,6
Na-vanilat	734,4342922	Na-vanilat	374,8899
Lig. Na	881,6963406	Lig. Na	417,6456
NaCl	2222,296867	NaCl	1052,667
Air	21262,86893	Air	10071,89
NaHCO ₃	3939,494288	NaHCO ₃	1866,076
			205122
		<i>Heavy liquid (waste)</i>	
		Na-vanilat	386,5444
		Lig. Na	464,0507
		NaCl	1169,63
		Air	11190,98
		NaHCO ₃	2073,418
			15284,63
Jumlah total	220406,6111	Jumlah total	220406,6

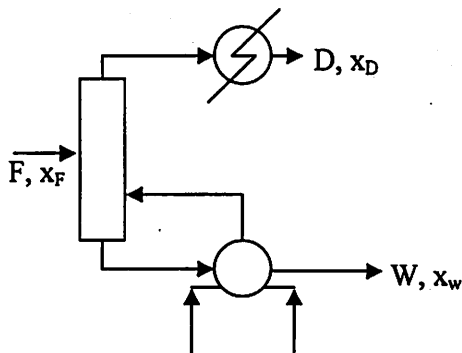
c. Perhitungan massa dekanter C (H-141c)



Bahan Masuk		Bahan Keluar	
		<i>Light liquid ke D-140</i>	
Vanilin	15326,21	Vanilin	15326,21
Lignin	2800	Lignin	2800
Toluen	173239,6	Toluen	173239,6
Na-vanilat	347,8899	Na-vanilat	169,4848
Lig. Na	417,6456	Lig. Na	203,4684
NaCl	1052,667	NaCl	512,8377
Air	10071,89	Air	4906,816
NaHCO ₃	1866,076	NaHCO ₃	909,1141
			198067,5
		<i>Heavy liquid (waste)</i>	
		Na-vanilat	178,4051
		Lig. Na	214,1772
		NaCl	539,8292
		Air	5165,069
		NaHCO ₃	956,9622
			7054,443
Jumlah Total	205122	Jumlah total	205122

6. Neraca Massa pada Kolom Destilasi (D-140)

Neraca massa total:



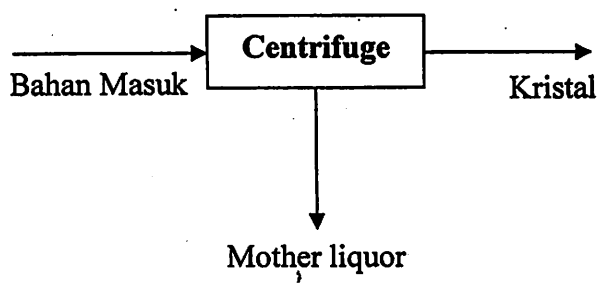
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
		<i>Atas recycle ke H-130</i>	
Vanilin	15326,21	Toluen	169774,8
Lignin	2800	Vanilin	1,532621
Toluen	173239,6	Lignin	0,364
Na-vanilat	169,4848	Air	2944,09
Lig. Na	203,4684	Na-vanilat	0,254227
NaCl	512,8377	Lig. Na sisa	0,032555
Air	4906,816	NaHCO ₃	1,818228
NaHCO ₃	909,1141	NaCl	0,2505135
			172723,1

		<i>Bawah ke B-147</i>	
		Vanilin	15324,68
		Toluene	3464,792
		Lignin	2799,636
		Air	1962,726
		Na-vanilat	169,2306
		Lig, Na sisa	203,4358
		NaHCO ₃	907,2958
		NaCl	512,6326
			25344,43
Jumlah total	198067,5	Jumlah total	198067,5

7. Kristalizer (B-147)

Bahan Masuk		Bahan keluar	
Vanilin	15324,68	Kristal vanillin	12719,49
Toulen	3464,792	Vanillin larut	2605,196
Lignin	2799,636	Toluen	3464,726
Air	1962,726	Air	1962,726
Na-vanilat	169,2306	Na-vanilat	169,2306
Lig. Na, sisa	203,4358	Lig, Na	203,4358
NaHCO ₃	907,2958	NaHCO ₃	907,2958
NaCl	512,6326	NaCl	512,6326
		Lignin	2799,636
Jumlah Total	25344,43	Jumlah total	25344,43

8. Centrifuge (H-148)



Bahan Masuk		Bahan Keluar	
		<i>Bagian atas ke B-157</i>	
Kristal Vanilin	12719,49	Kristal vanillin	12719,99
Vanillin larut	2605,196	Air	1570,181
Toluen	3464,792		14289,69
Air	1962,726		
Na-vanilat	169,2306	<i>Bag. bawah mother liquoir recycle</i>	
Lig. Na	203,4358	Vanillin larut	2605,196
NaHCO ₃	907,2958	Lig. Na	203,4358
NaCl	512,6326	Na-vanilat	169,2306
Lignin	2799,636	Toluen	3464,792
		NaCl	512,6326
		Lignin	2799,636
		Air	392,5453
		NaHCO ₃	907,2958
		Jumlah	11054,76
Jumlah Total	25344,43	Jumlah total	25344,43

9. Rotary Dryer (B-157)

Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Vanillin	12719,49	Uap air (H ₂ O)	1506,264
Air	1570,181	Kristal vanillin masuk bin produk (F-154)	12655,57
		Vanillin terikut udara ke cyclone (H-150)	127,834
Jumlah Total	14289,67	Jumlah total	14289,67

10. Neraca massa pada Cyclone (H-150)

Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Vanillin	127,834	Vanillin ke bin produk (F-154)	19,17511
		Vanillin keluar bersama udara	108,6589
Jumlah Total	127,834	Jumlah total	127,834

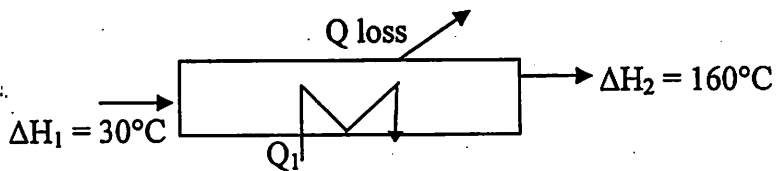
11. Neraca massa pada Bin produk (F-154)

Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Vanillin dari Rotary Dryer (B-157)	12655,57	Vanillin masuk Package machine (X-155)	112764,2282
Vanillin dari Cyclone (H-150)	19,17511		
Jumlah total	112764,2282	Jumlah total	112764,2282

BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas : 10.000 ton per tahun
 Jam Kerja : 320 jam/tahun
 Jam Kerja : 3 shift (24 jam)
 Jenis Operasi : Sistem semi-kontinu
 Satuan : Kkl/jam

1. Neraca Panas Heater Pada Penampung Lignin (E-123)



Panas Masuk (kcal/jam)	Panas keluar (kcal/jam)
ΔH_1 (lignin) = 394.568	ΔH_2 (lignin) = 10762578
Q_1 (steam) = 10800009,78	Q_{loss} (panas yang hilang) = 431999,766
11194577,76	11194577,76

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk pemanas (lignin)

ΔH_2 = panas yang terbawa bahan keluar pemanas (lignin)

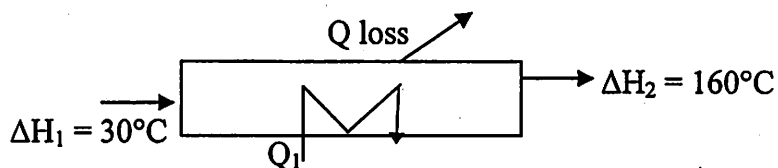
Q_1 = Panas dari steam

Q_{loss} = Panas yang hilang

ΔT_1 = $(30-25)^\circ\text{C} = 5^\circ\text{C}$

ΔT_2 = $(160-25)^\circ\text{C} = 55^\circ\text{C}$

2. Neraca Panas Heater Nitrobenzen (E-109)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (Nitrobenzen) = 42820,7147	ΔH_2 (Nitrobenzen) = 1156159,297
Q_1 (steam) = 1159727,621	Q_{loss} (panas yang hilang) = 46388
1202548,198	1202548,198

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk pemanas (Nitrobenzen)

ΔH_2 = panas yang terbawa bahan keluar pemanas (Nitrobenzen)

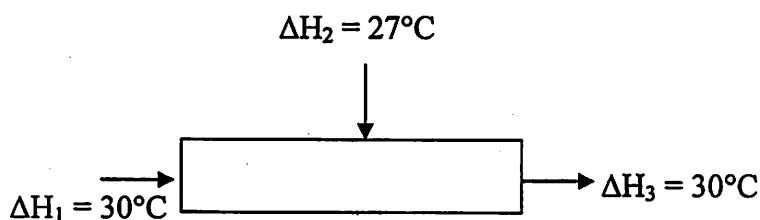
Q_1 = Panas dari steam

Q_{loss} = Panas yang hilang

ΔT_1 = $(30-25)^\circ\text{C} = 5^\circ\text{C}$

ΔT_2 = $(160 - 25)^\circ\text{C} = 55^\circ\text{C}$

3. Neraca Panas pada Pengencer CaO (M-117)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (CaO) = 7572,0984	ΔH_3 (CaOH2) = 13031,1268
ΔH_2 (air proses) = 5459,0284	
13031,1268	13031,1268

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk pengencer (CaO)

ΔH_2 = panas dari air proses

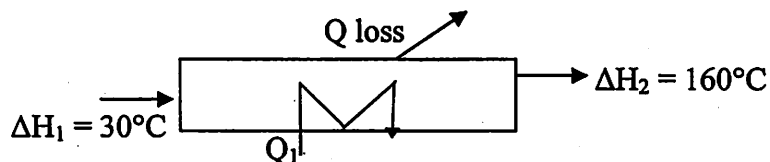
ΔH_3 = panas yang terbawa Ca (OH)₂

ΔT_1 = (30-25)°C = 5°C

ΔT_2 = (27-25)°C = 2°C

ΔT_3 = (30-25)°C = 5°C

4. Neraca Panas Heater Penampung Ca (OH)₂ dan Na₂CO₃ (E-136)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (bahan masuk) = 53383,0952	ΔH_2 (bahan keluar) = 1441343,57
Q_1 (steam) = 1445792,076	Q_{loss} (panas yang hilang) = 57831,47
1499175,041	1499175,041

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk pemanas (Ca(OH)₂ dan Na₂CO₃)

ΔH_2 = panas yang terbawa bahan keluar pemanas (Ca(OH)₂ dan Na₂CO₃)

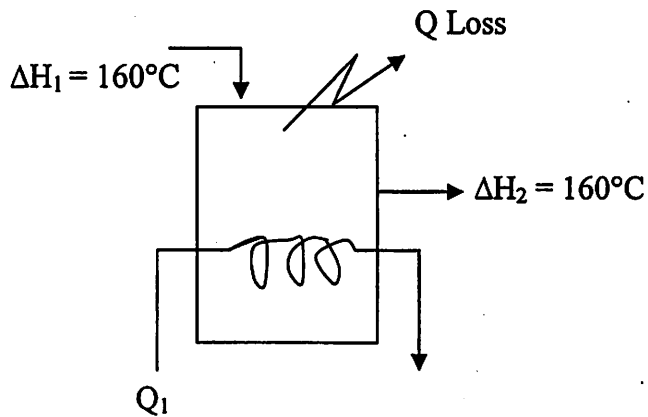
Q_1 = Panas dari steam

Q_{loss} = Panas yang hilang

ΔT_1 = (30-25)°C = 5°C

ΔT_2 = (160 - 25)°C = 55°C

5. Neraca panas pada reaktor (R-110)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (bahan masuk) = 13578120,38	ΔH_2 (bahan keluar) = 19149056,48
$\Delta H_{rxn,T}$ (reaksi) = 8940300,442	Q_1 (air pendingin) = 3369364,34
22518420,82	22518420,82

$$\Delta t_1 = (160 - 25)^\circ\text{C} = 135^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = (160 - 25)^\circ\text{C} = 135^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_1 = \Delta H_{rxn,T} + Q_1 = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk

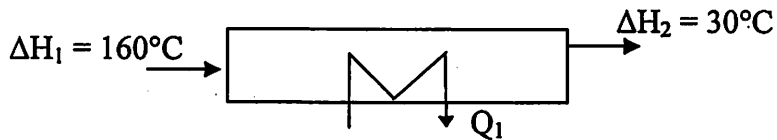
ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar

$\Delta H_{rxn,T}$ = panas untuk reaksi

Q_1 = panas yang terkandung dalam air pendingin

Q_{loss} = panas yang hilang

6. Perhitungan Neraca panas pada Cooler (E-126)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 13.614.583,27$	$\Delta H_2 = 700.428,6511$
	$Q_1 = 12.914.154,61$
13.614.583,27	13.614.583,27

$$\Delta t_1 = (160 - 25)^\circ\text{C} = 135^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = (30 - 25)^\circ\text{C} = 5^\circ\text{C}$$

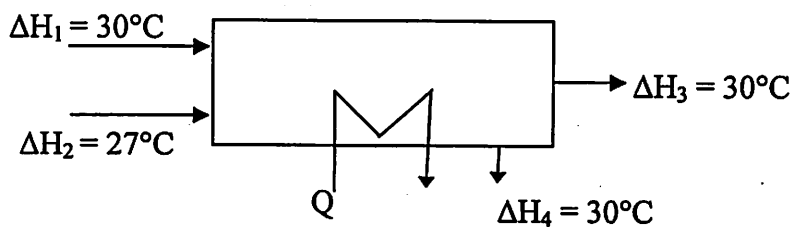
$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_1$$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar

Q_1 = panas steam

7. Neraca Panas pada Rotary Drum Vacum Filter (H-127)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (bahan masuk) = 700428,6517	ΔH_3 (Filtrat) = 396007,1427
ΔH_2 (air pencuci) = 60490,195	ΔH_4 (Cake) = 27284,8190
	Q (air pendingin) = 337626,885
760918,8464	760918,8464

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_1$$

$$\Delta t_1 = 160 - 25 = 135^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 30 - 25 = 5^\circ\text{C}$$

Q_1 = panas air pendingin

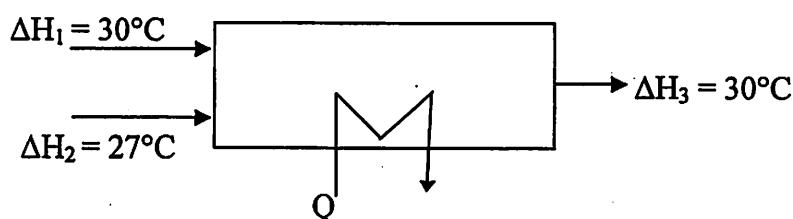
ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar

ΔH_3 = panas yang terbawa filtrat

ΔH_2 = panas yang terbawa cake

8. Perhitungan Neraca Panas Pada tangki penampung CaCO_3 (M-134)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (bahan masuk) = 121.719,4283	ΔH_5 (NaOH) = -3.110.834,167
ΔH_2 (air pendingin) = 23.873,7662	ΔH_3 (Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$) = 53383,088
	Q = 3203044,273
145.593,1945	= 145.593,1945

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk (NaOH dan CaCO_3)

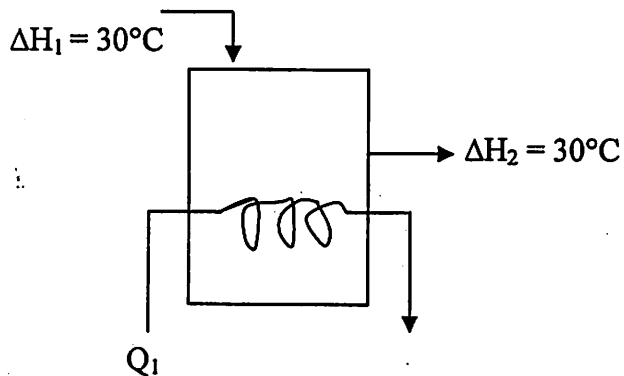
ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam pelarut (H_2O)

ΔH_3 = Panas yang terbawa larutan Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

ΔH_5 = Panas yang terbawa larutan NaOH

Q = Air pendingin

9. Perhitungan Neraca Panas pada reaktor pengasaman (R-120)



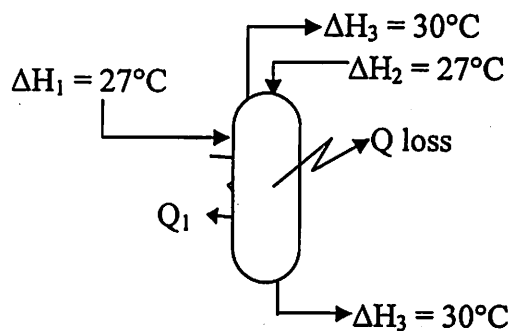
Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (bahan masuk) = 450.557,7107	ΔH_2 (bahan keluar) = 430.261,4823
$\Delta H_{rxn, T}$ (reaksi) = 19.743,0908	Q_1 (air pendingin) = 40.039,3192
470.300,8015	470.300,8015

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_1 = Panas yang terkandung dalam air pendingin

10. Perhitungan Neraca Panas pada Ekstraksi (H-130)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
ΔH_1 (bahan masuk) = 430.261,4823	ΔH_3 (bahan atas bawah) = 722.083,3481
ΔH_2 (toluene & ricycle) = 288.833,4352	Q_{loss} (panas yang hilang) = 30,186636
Q_1 (steam) = 3018,6636	
722113,5811	722113,5811

ΔH_1 = panas yang terbawa toluene masuk

ΔH_2 = panas bahan masuk

ΔH_3 = panas bahan keluar

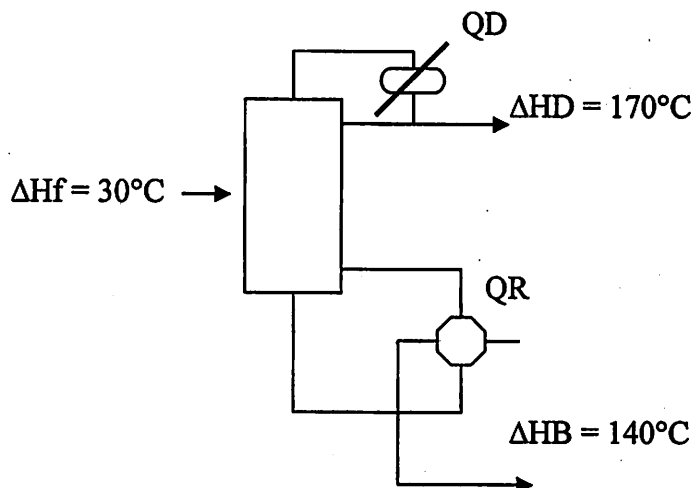
Q_1 = panas steam

Q_{loss} = panas hilang

Δt_2 = $(27 - 25)^\circ\text{C} = 2^\circ\text{C}$

Δt_3 = $(30 - 25)^\circ\text{C} = 5^\circ\text{C}$

11. Perhitungan Panas pada Destilasi (D - 40)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{f(\text{bahan masuk})} = 107,6252$	$\Delta H_{D(\text{produk atas})} = 1.663,7118$
$Q_{R(\text{reboiler})} = 30.389,9935$	$\Delta H_{B(\text{produk bawah})} = 2.579,3553$
	$Q_{\text{loss}(\text{panas yang hilang})} = 1.524,8809$
	$Q_{C(\text{kondensor})} = 24729,6707$
30.497,6187	30497,6187

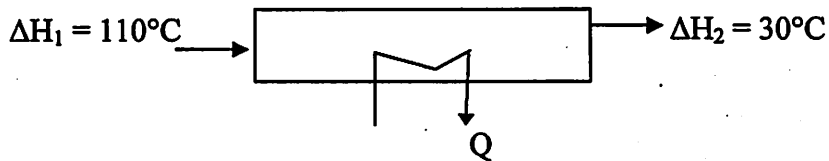
ΔH_f = panas yang terkandung dalam feed masuk

ΔH_D = panas yang terkandung dalam produk keluar

ΔH_B = panas yang terkandung bottom keluar

- Q_1 = panas yang lolos
 Q_c = panas yang dibutuhkan kondensor
 Q_R = Panas yang dibutuhkan reboiler

12. Perhitungan Neraca Panas pada kondensor (E-143)



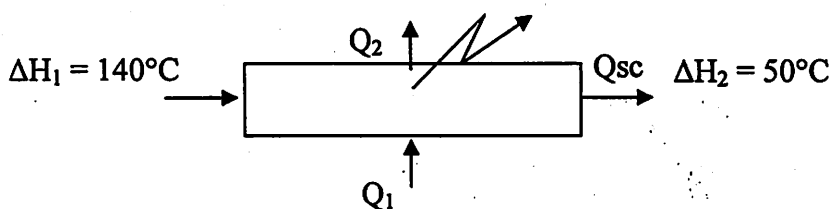
Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1(\text{bahan masuk}) = 5.111.792,084$	$\Delta H_2(\text{bahan keluar}) = 43.306,6519$
	$Q_1(\text{air pendingin}) = 5.068.485,732$
	5.111.792,084

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_1 = Panas yang terkandung dalam air pendingin

13. Perhitungan Neraca Panas pada Reboiler (E-144)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1(\text{bahan masuk}) = 1.246.669,559$	$\Delta H_2(\text{bahan keluar}) = 274.780,7193$
$Q_1(\text{steam masuk}) = 47.701,3168$	$Q_2(\text{steam keluar}) = 31.346,5796$
	$Q_{SC}(\text{steam condensate}) = 998.243,5605$
1.294.370,876	1.294.370,876

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + q_2$$

$$\Delta t_2 = (140 - 25) = 115^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = (50 - 25) = 25^\circ\text{C}$$

Q_1 = panas steam air masuk

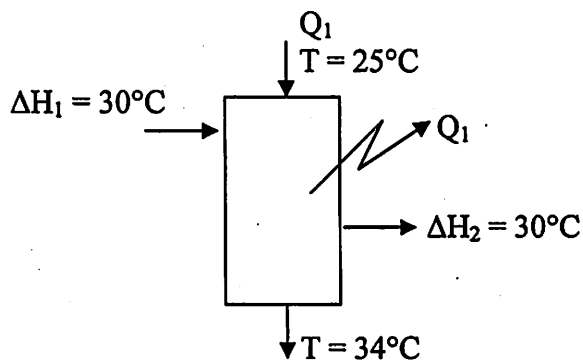
Q_{sc} = panas steam condensate

Q_2 = panas steam air keluar = Q_R dari destilat

ΔH_1 = panas bahan masuk

ΔH_2 = panas bahan keluar

14. Perhitungan Neraca Panas Pada Kristaliser (B-147)



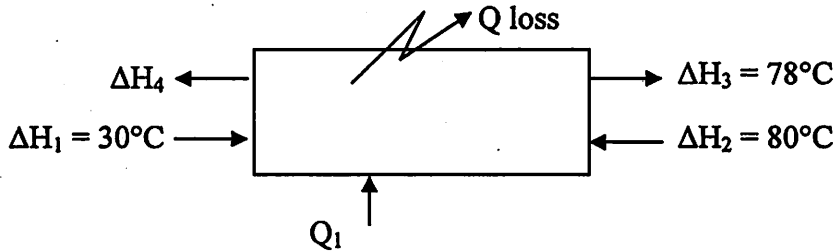
Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{1(\text{bahan masuk})} = 274.780,7193$	$\Delta H_{2(\text{bahan keluar})} = 54.952,433$
	$Q_{1(\text{air pendingin})} = \underline{219.828,2849}$
274.780,7193	274.780,7193

ΔH_1 = panas bahan masuk dari reboiler

Q_1 = panas air pendingin

ΔH_2 = panas produk keluar $T = 30^\circ\text{C}$

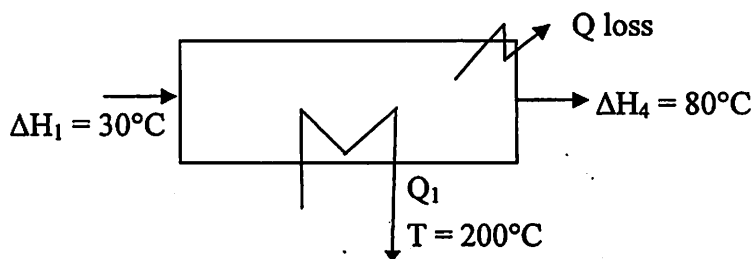
15. Perhitungan Neraca Panas Pada Rotary Dryer (B-157)



Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1 (bahan masuk)	= 26.583,0992	ΔH_3 (Produk keluar)	= 292.423,8919
ΔH_2 (udara panas masuk)	= <u>541.256,107</u>	ΔH_4 (udara basah)	= 331.083,0498
	= 576.839,2062	Q_1 (steam)	= 567.839,2062
		Q_{loss}	= <u>5.412,56107</u>
			= 567.839,2062

- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk rotary dryer 30°C
- ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam udara panas masuk rotary dryer 80°C
- ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam produk keluar rotary dryer 78°C
- ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam udara basah ke luar rotary dryer
- Q_1 = Panas yang diperlukan untuk penguapan air dari pemanas udara
- Q_{loss} = 1% ΔH_2 .

16. Perhitungan Neraca Panas Pada Heater Udara (E-153)



Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{1(\text{udara masuk})} = 49.106,1275$	$\Delta H_{2(\text{udara keluar})} = 523.558,4343$
$Q_{1(\text{steam})} = \underline{490.822,5771}$	$Q_{\text{loss}(\text{panas yang hilang})} = 16.370,26418$
539.928,7	539.928,7

- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam udara masuk
- ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam udara keluar
- Q_1 = Panas steam
- Q_{loss} = Panas yang hilang

BAB V

SPEKIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Penampung Lignin (F-111)

Spesifikasi alat:

Nama alat : Tangki penampung lignin

Fungsi : untuk menampung lignin selama 2 hari

Type : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dishead* dan tutup bawah *flat head* (datar)

Kapasitas : 80.000 kg/jam = 176369,81 lb/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA grade M type 316*
- Jumlah : 7 buah
- Diameter dalam (di) : 227,375 in
- Diameter luar (do) : 228 in
- Tebal silinder (t_s) : 5/16 in
- Tinggi silinder (L_s) : 341,06 in
- Tebal tutup atas (t_{ha}) : 5/16 in
- Tinggi tutup atas (h_a) : 38,42 in
- Tinggi tangki : 379,48 in

2. Pompa Lignin (L-112)

Spesifikasi alat:

Kapasitas = 270,93 gpm

Type	= Centrifugal pump
Daya	= 43 Hp
Bahan konstruksi	= commercial steel
Jumlah	= 1
Dimensi pompa:	
Nps	= 6 in sch 40
Do	= 6,625 in
Di	= 6,065 in

3. Heater Lignin (E-123)

Spesifikasi Alat:

Nama alat	: Heater I
Type	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Diameter luar pipa	: 1,66 in
Diameter dalam pipa	: 1,380 in
Panjang	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

4. Tangki Penampung Nitrobenzene (F-121)

Spesifikasi alat:

Nama Alat	: Tangki penampung Nitrobenzen
Bahan	: Untuk menampung Nitrobenzen selama 2 hari
Type	: silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>standard dishead</i> dan tutup bawah <i>flat head</i> (datar)
Kapasitas	: 17326 kg/jam = 38197,2 lb/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA grade M type 316*
- Jumlah : 6 buah
- Diameter dalam (di) : 228,5 in
- Diameter luar (do) : 180 in
- Tebal silinder (t_s) : 4/16 in
- Tinggi silinder (Ls) : 342,75 in
- Tebal tutup atas (tha) : 5/16 in
- Tinggi tutup atas (ha) : 38,6 in
- Tinggi tangki : 381,36 in

5. Pompa Nitrobenzene (L-114)**Spesifikasi alat:**

- Kapasitas = 63,28 gpm
- Type = centrifugal pump
- Daya = 9 Hp
- Bahan konstruksi = commercial steel
- Jumlah = 1

Dimensi pompa:

- Nps = 3 sch 40
- Do = 3,500
- Di = 3,068

6. Heater Nitrobenzen (E-142)

Spesifikasi Alat:

Nama alat	: Heater Nitrobenzen
Type	: <i>Doubel Pipe Heat Exchanger</i>
Diameter air pipa	: 1,66in
Diameter dalam pipa	: 1,380 in
Panjang	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

7. Tangki Penampung HCI (F-131)

Spesifikasi alat:

Nama alat	: Tangki Penampung HCI
Fungsi	: Untuk menampung HCI selama 30 hari
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas terbentuk <i>standard dishead</i> dan tutup bawah <i>flat head</i> (datar)
Kapasitas	: 4488,16 kg/jam = 9894,68 lb/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA grade M Type 316*
- Jumlah : 3 buah
- Diameter dalam (di) : 155.625 in
- Diameter luar (do) : 156 in
- Tebal silinder (t_s) : 3/16 in
- Tinggi silinder (L_s) : 233.4375 in
- Tebal tuup atas (t_{ha}) : 3/16 in
- Tinggi tutup atas (h_a) : 26.3006 in
- Tinggi tangki : 259.7381 in

8. Pompa HCI (L-131)

Spesifikasi alat:

Kapasitas	= 1,10346 gpm
Type	= <i>Centrifugal pump</i>
Daya	= 1 Hp
Bahan konstruksi	= Commercial steel
Jumlah	= 3 buah

Dimensi pompa:

Nps	= 0,375 in sch 40
Do	= 0,675 in
Di	= 0,493 in

9. Gudang CaO/batu kapur (F-115)

Spesifikasi bahan:

Tinggi = 3 m = 10 ft

Lebar = 4 m = 13,333 ft

Volume = P x L x T

1973,115035 ft³ = P x 13,33 ft x 10 ft

P = 14,7984 ft = 4,44 m = 4,5 m

- Lantai semen cor bertulang
- Kerangka pilar : besi profile
- Kerangka atap : besi profile
- Atap : asbes
- Tembok : ½ tembok bata, ½ tembok seng gelombang.

10. Bucket Elevator (J-133)

Fungsi : Untuk memindahkan batu kapur (CaO) dari F-115 ke mixer tank (M-117)

Type : Centrifugal discharge space Bucket

Kapasitas max : 14 ton /jam

Dimensi bucket : (6 x 4 x 4 ½) in

Tinggi elevator : 12 ft

Bucket spacing : 1 in

Lebar belt : 7 in

Kecepatan bucket : 225 ft/mim

Power : 1 Hp

Kapasitas bucket dari standarisasi = 14 ton/jam dan power = 1Hp, untuk ρ material = 100 LB/FT³

Maka:

Kapasitas bucket elevator = 1,5 x 14 ton/jam

Power motor = 1,5 x 1 Hp = 1,5 Hp

Kecepatan bucket elevator $\frac{8,501 \text{ ton / jam}}{21 \text{ ton / jam}} \times 225 \text{ ft / menit} = 3, \text{ ft / menit}$

Bahan : cast iron

Jumlah : 1 buah

11. Tangki Mixer CaO (M - 117)

Fungsi : sebagai tempat membentuk buburan Ca(OH)₂ dengan mencampur batu kapur dengan air proses

Type : batch agitated tangki berbentuk bejana tegak dengan bagian badan berbentuk shell dengan open roof dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut $\alpha = 120^\circ$ yang dilengkapi dengan pengaduk.

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 Grade M Type 316

Kapasitas : 30,86 ft³

Dimensi tangki:

- Tinggi silinder (Ls) : 4,8 ft
- Tebal silinder (Ts) : 3/16 in
- Diameter dalam (di) : 39,625 in
- Dimensi luar (do) : 40 in
- Tebal tutup bawah (Thb) : 3/16 in

Pengaduk:

- Digunakan pengaduk jenis gate or anchor paddle dengan 4 blade
- Bahan konstruksi impels dan high alloy steel SA-167 Grade 3 Type 304
- Bahan konstruksi poros pengaduk Hot rolled SAE 1020
- Daya pengaduk = 0,5 Hp
- Jumlah pengaduk 3 buah
- Panjang poros pengaduk = 5,084 ft = 61,008 in
- Diameter poros (D) = 0,67 ft \approx 8,01 in

12. Screen (H-118)

Fungsi : untuk memisahkan antara larutan kapur dengan batu kapur yang tak larut dalam M-117

Type : ayakan dari kawat besi berbentuk segiempat

Bahan : cast iron

Bahan settling :

Kapasitas bak : $4,629 \text{ m}^3$

Tinggi bak (H) : 1 m

Lebar bak (L) : 1,5 m

Sehingga didapat panjang bak : $3,086 = 3,1 \text{ m}$

Disesuaikan dengan ukuran bak maka dibuat ayakan dengan lebar 1,5m dengan panjang 1 m.

Sehingga luas ayakan : $1,5 \text{ m}^2$

Ayakan dibuat dengan ukuran 40 mesh.

13. Pompa Air Kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) – (L-119)

Fungsi : untuk mengalirkan air kapur ke penampung $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3

Type : pompa sentrifugal dengan impeler terbuka

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : cat iron

Daya pompa : 1 Hp

14. Gudang Na₂CO₃ (F-121)

Fungsi : udara menyimpan bahan baku Na₂CO₃ dalam kantung plastik kedap udara.

Type : Bangunan dengan atas asbes dinding kombinasi tembok dan seng dengan kerangka besi, lantai semen cor bertulang

Kapasitas : $478,3167 \text{ ft}^3 = 13,54449 \text{ m}^3 \approx 15 \text{ m}^3$

Dibuat tinggi maksimal tumpukan 2m sehingga:

Tinggi = 2 m

Lebar = 3 m

Panjang = 2,5 m

Spesifikasi bahan:

- Lantai semen cor bertulang
- Kerangka pilar : besi profile
- Kerangka atap : besi profile
- Atap : asbes
- Tembok : ½ tembok bata, ½ tembok seng gelombang

15. Bucket Elevator (J-122)

Fungsi : untuk memindahkan Kristal Na₂CO₃ dari F-121 ke reaktor R-110

Type : Centrifugal Discharge space Bucket

Spesifikasi :

Kapasitas max : 14 ton/jam

Dimensi bucket : (6 x 4 x 4¼) in

Tinggi elevator : 12 ft
Bucket spacing : 1 in
Lebar belt : 7 in
Kecepatan bucket : 225 ft/min
Power : 1 Hp

16. Tangki Penampung Toluene (F-135)

Spesifikasi alat:

Nama alat : Tangki penampung toluene

Fungsi : untuk menampung toluene selama 30 hari

Type : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *stanrad dishead* dan tutup bawah *flat head* (datar)

Kapasitas : 173,2396 kg/jam = 381927,94 lb/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA grade M type 316*
- Jumlah : 3 buah
- Diameter dalam (di) : 160,6 in
- Diameter luar (do) : 180 in
- Tebal silinder (t_s) : 5/16 in
- Tinggi silinder (Ls) : 268,5 in
- Tebal tutup atas (tha) : 5/16 in
- Tinggi tutup atas (tha) : 30,35 in
- Tinggi tangki : 298,85 in

17. Pompa Toluene (L-139)**Spesifikasi alat:**

Kapasitas	= 0,9048 rpm
Type	= centrifugal pump
Daya	= 1 Hp
Bahan konstruksi	= commercial steel
Jumlah	= 1

Dimensi pompa:

Nps	= 0,375 in sch 40
Do	= 4,5 in
Di	= 4,026 in

18. Tangki Storage CO₂ (F-124)

Fungsi	: tempat untuk menampung gas CO ₂
Type	: tangki berbentuk vertikal silinder dengan tutup atas dan bawah standard dished head
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: High Alloy SA-240 Grade m Type 316
Kapasitas	: 4281,403422 ft ³
Dimensi tangki	:
- Tinggi silinder (Ls)	: 18,147 ft
- Tebal silinder (Ts)	: 7/8 in
- Diameter dalam (di)	: 154,25 in
- Dimensi luar (do)	: 156 in
- Tebal tutup atas (Tha) dan bawah (Thb)	: 1 1/3 in

19. Kompresor (G-125)

Fungsi : mengalirkan udara dari tangki

Tipe : liquid-ring, single and staged

Jumlah : 1 buah

Daya : 15,5 Hp

20. Gudang NaOH (F-132)

Fungsi : untuk menyimpan bahan baku NaOH dalam gudang

Type : bangunan dengan atas asbes dinding kombinasi tembok dan seng dengan kerang besi, lantai semen cor bertulang.

Kapasitas : $53,28 \text{ m}^3 \approx 55 \text{ m}^3$

Tinggi : 3 m

Lebar : 4 m

Panjang : 7 m

Spesifikasi bahan:

- Lantai semen cor berulang
- Kerangka pilar : besi profile
- Kerangka atap : besi profile
- Atap : asbes
- Tembok : $\frac{1}{2}$ tembok bata, $\frac{1}{2}$ tembok seng gelombang

21. Bucket Elevator (J-133)

Fungsi : untuk memindahkan Kristal NaOH dari F-132 ke M-134 (tangki pengolah recycle)

Type : Centrifugal Discharge space Bucket

Kapasitas max	: 14 ton/jam
Dimensi bucket	: (6 x 4 x 4¼) in
Tinggi elevator	: 12 ft
Bucket spacing	: 1 in
Lebar belt	: 7 in
Kecepatan bucket	: 225 ft/min
Power	: 4 Hp

22. Tangki Penampung $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3 (M-137)

Fungsi	: Tempat terjadinya $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dishead dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° dilengkapi dengan pengaduk 6 blade 45° dan coil pendingin.
Jumlah	: 1 buah

Kondisi operasi:

- Kondisi operasi	: 30°C
- Tekanan	: 6 atm
- Waktu operasi	: ½ jam
- Fase	: Liquid –Liquid
- ρ campuran	: $62,61851 \text{ lb/ft}^3$
- M campuran	: 7,7391 Cp

Dimensi vessel:

1. Silinder	:
Jenis	: silinder tegak

Diameter dalam (ID) : 124,74 in = 10,39 ft

Diameter luar (DO) : 126 in

Tinggi : 16,26 ft = 195,14 in

Tebal : 5/8 in

2. Tutup atas

Jenis : standart dished head

Diameter dalam reaktor (DI) : 124,75 in

Crown Radius (Rc) : 120 in

Tinggi (Ha) : 23,985 in

Tebal : 9/8 in

3. Tutup bawah

Jenis : conical

Diameter dalam reaktor (DI) : 124,75 in

Tinggi (Ha) : 37,51 in

Tebal : 1 1/8 in

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

4. Pengaduk

Jenis : Four blade dengan 4 blade pada 45° angle

Diameter dalam (DI) : 41,58 in

Tinggi impeller dari dasar bejana : 16,63 in

Panjang impeller : 13,86 in

Lebar impeller (W) : 4,158 in

Jumlah impeller : 2 buah

Tebal Balade (J) : 10,39 in

Jumlah pengaduk : 1 buah

5. Poros pengaduk

Diameter poros : 0,76 in

Panjang poros : 21,44 ft

6. Coil pendingin

Diameter Koil : 5 ft

Jumlah lilitan coil : 8 buah

Panjang coil : 128,56 ft

7. Nozzle

Nozzle	NPS	A	T	E	K	L	B
A	5	15/16	7 15/16	6 7/16	5,56	3,5	5,06
B	1	3½	9/16	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
C	½	13½	7/16	13/16	0,84	1 7/8	0,62
D	8	16	1 ½	9 11/16	8,63	4	7,98
E	10	3½	1 3/16	12	10,75	4	10,02
F	½		7/16	1 13/16	0,84	1 7/8	0,62

Keterangan:

Nozzle A : Nozzle pemasukan larutan

Nozzle B : Nozzle pengeluaran gas

Nozzle C : Nozzle pemasukan Na₂CO₃

Nozzle D : Nozzle pemasukan dan pengeluaran koil pendingin

Nozzle E : Nozzle pengeluaran produk

Nozzle F : Nozzle pemasukan gas CO₂

NPS : ukuran pipa nominal (in)

23. Heater penampung $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3 (E-136)

Spesifikasi Alat:

Nama alat	: Heater
Type	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Diameter luar pipa	: 1,66 in
Diameter dalam pipa	: 1,380 in
Panjang	: 16 ft
Jumlah	: 1 buah

24. Reaktor Pemasakan (R-110)

Fungsi	: mereaksikan lignin dengan bahan pembantu sehingga terbentuk Na-vanillat
Type	: bejana tegak berbentuk silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° dilengkapi pengaduk dan coil pemanas.
Bahan	: 2 buah
Kondisi operasi	: - Temperatur (T) : $160^\circ\text{C} = 392^\circ\text{F}$ - Tekanan (p) = 150 psig - Fase = liquid – liquid - Residence time = 1 jam - Densitas campuran = $81,26756 \text{ lb/ft}^3$
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi vessel:

1. Silinder

Jenis	: silinder tegak
Diameter dalam (ID)	: 124,74 in = 10,39 ft
Diameter luar (DO)	: 126 in
Tinggi	: 16,26 ft = 195,14 in
Tebal	: 5/8 in

2. Tutup atas

Jenis	: standart dished head
Diameter dalam reaktor (DI)	: 124,75 in
Crown Radius (Rc)	: 120 in
Tinggi (Ha)	: 23,985 in
Tebal	: 9/8 in

3. Tutup bawah

Jenis	: conical
Diameter dalam reaktor (DI)	: 124,75 in
Tinggi (Ha)	: 37,51 in
Tebal	: 1 1/8 in
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

4. Pengaduk

Jenis	: Four blade dengan 4 blade pada 45° angle
Diameter dalam (DI)	: 41,58 in
Tinggi impeller dari dasar bejana	: 16,63 in

Panjang impeller : 13,86 in

Lebar impeller (W) : 4,158 in

Jumlah impeller : 2 buah

Tebal Balade (J) : 10,39 in

Jumlah pengaduk : 2 buah

5. Poros pengaduk

Diameter poros : 0,76 in

Panjang poros : 21,44 ft

6. Coil pendingin

Diameter Koil : 5 ft

Jumlah lilitan coil : 8 buah

Panjang coil : 128,56 ft

7. Nozzle

Nozzle	NPS	A	T	E	K	L	B
A	5	15/16	7 15/16	6 7/16	5,56	3,5	5,06
B	1	3½	9/16	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
C	½	13½	7/16	13/16	0,84	1 7/8	0,62
D	8	16	1 ½	9 11/16	8,63	4	7,98
E	10	3½	1 3/16	12	10,75	4	10,02
F	½		7/16	1 13/16	0,84	1 7/8	0,62

Keterangan:

Nozzle A : Nozzle pemasukan larutan

Nozzle B : Nozzle pengeluaran gas

Nozzle C : Nozzle pemasukan Na₂CO₃

Nozzle D : Nozzle pemasukan dan pengeluaran koil pendingin

Nozzle E : Nozzle pengeluaran produk

Nozzle F : Nozzle pemasukan gas CO₂

NPS : ukuran pipa nominal (in)

25. Cooler (E-126)

Fungsi : mendinginkan larutan dari reaktor pemasakan (R-110)

Type : horisontal shell dan tube

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon steel SA b SA 135 grade B

Spesifikasi:

OD 3/4 ; BWG 16

Panjang (L) : 16 ft

Jumlah tube (Nt) : 553 ft

26. Tangki Pengasaman (R-120)

Spesifikasi Peralatan

- Di = 47.625 in
- $t_{ha} = t_{hp}$ = 3/16 in
- t_s = 3/16 in
- Ls = 63.391728 in
- Di = 1.61 in = 0.134167 ft
- Do = 1.9 In = 0.15833 ft
- A' = 2.04 in² = 0.00140 ft²
- A' = 0.498 ft²/ft

- Jumlah lilitan coil = 2 buah
- Type = Axial turbin dengan sudut 45° angle
- Diameter impeller = 11,20833 in
- Jarak impeller dari dasar bejana = 10,0875 in.
- Lebar impeller (W) = 2,698636 in
- Panjang impeller (L) = 2,802083 in
- Tebal blade (J) = 3,96875 in
- Jumlah pengaduk (n) = 1 buah
- Daya = 0,5 Hp
- Diameter poros = 0,538452 in
- Panjang poros = 63,497112 in

27. Rotary Vacuum Filter (H-127)

Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Rotary Vacuum Filter
Fungsi	:	Untuk memisahkan fulture dari cake
Tipe	:	Rotary Drum vacuum Filter
L	:	0.21877 m
Diameter Drum	:	3.2808 ft
Daya total	:	0.8 Hp
Jumlah	:	1 buah

28. Tangki Pengolah Recycle CaCO_3 (M-134)

Fungsi : sebagai tempat membentuk $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3 dengan mengolah recycle CaCO_3 dari (H-127) dan NaOH (F-132)

Type : Batch agitated tangki berbentuk bejana tegak dengan bagian badan berbentuk shell dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut $\alpha = 120^\circ$, yang dilengkapi dengan pengaduk

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 Grade M Type 316

Kapasitas : 44,017 ft³

Dimensi tangki:

- Tinggi silinder (Ls) : 5,2905 ft
- Tebal silinder (Ts) : 3/16 in
- Diameter dalam (di) : 47,625 in
- Dimensi luar (do) : 48 in
- Tebal tutup atas (Tha) : 3/16 in
- Tebal tutup bawah (Thb) : 3/16 in

Pengaduk:

- Digunakan pengaduk jenis aksial turbin dengan 4 blade pada 45° angle
- Bahan konstruksi impeller dari high alloy steel SA-240 grade M Type 316
- Bahan konstruksi poros pengaduk Hot rolled SAE 1020
- Daya pengaduk = 0,5 Hp
- Jumlah pengaduk 2 buah
- Panjang poros pengaduk = 5,7305 ft = 68,766 in
- Diameter poros (D) = 0,53 ft \approx 6,357 in

29. Pompa Hasil dari Tangki Ekstraktor ke Dekanter (L-137)

Fungsi : untuk memompa larutan hasil ekstraksi dari H-130 ke decanter untuk dipisahkan (H-141)

Type : pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : commercial steel

Daya : 1 Hp

30. Bejana Ekstraktor (H-130)

Fungsi : untuk mengisolasi vanillin dari larutan lainnya dengan penambahan toluene (solvent) proses ekstraksi.

Type : Batch agitated tangki berbentuk bejana tegak dengan bagian badan berbentuk shell dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut $\alpha = 120^\circ$ yang dilengkapi dengan pengaduk.

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 Grade M Type 316

Kapasitas : 446,99 ft³

Dimensi tangki:

- Tinggi silinder (Ls) : 10,99 ft
- Tebal silinder (Ts) : 5/16 in
- Diameter dalam (di) : 89,375 in
- Dimensi luar (do) : 90 in
- Tebal tutup atas (Tha) : 3/16 in

- Tebal tutup bawah (Thb) : 3/16 in

Pengaduk:

- Digunakan pengaduk jenis aksial turbin dengan 4 blade pada 45° angle.
- Bahan konstruksi impeller dari high alloy steel SA-240 Grade M Type 316
- Bahan konstruksi poros pengaduk Hot rolled SAE 1020
- Daya pengaduk = 2 Hp
- Jumlah pengaduk 2 buah
- Panjang poros pengaduk = 13,279 ft = 159,348 in
- Diameter poros (D) = 1,06 ft \approx 12,714 in

1. Nozzle bahan masuk dari R-120

- Ukuran pipa (NPS) : 3

2. Nozzle untuk toluene masuk

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in} = 0,198 \text{ ft}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding} = 0,154 \text{ in}$$

3. Man Hole

- Ukuran pipa (NPS) : 20 in

31. Dekander (H-141a)

Fungsi : untuk memisahkan light organik dan heavy organik hasil dari proses ekstraksi (mixer settler) pada tangki H-130.

Type : Tangki horizontal berbentuk silinder dengan tutup samping keduanya berbentuk standard dished head.

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 Grade M Type 316

Kapasitas : 446,99 ft³

Dimensi tangki:

- Tinggi silinder (Ls) : 18,147 ft
- Tebal silinder (Ts) : 5/16 in
- Diameter dalam (di) : 77,625 in
- Dimensi luar (do) : 78 in
- Tebal tutup atas (Tha) : 3/16 in
- Tebal tutup bawah (Thb) : 3/16 in
- $Z_1 = 4,56$ ft
- $Z_2 = 3,037$ ft
- $Z_3 = 3,996$ ft

32. Dekanter (H-141b)

Fungsi : untuk memisahkan light organik dan heavy organik hasil dari proses pemisahan dari decanter H-141 a.

Type : tangki horizontal berbentuk silinder dengan tutup samping keduanya berbentuk standard dished head.

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 grade M Type 316

Kapasitas : 269,134 ft³

Dimensi tangki:

- Tinggi silinder (Ls) : 15,33 ft
- Tebal silinder (Ts) : ¼ in
- Diameter dalam (di) : 65,5 in
- Dimensi luar (do) : 66 in
- Tebal tutup atas (Tha) : 3/16 in
- Tebal tutup bawah (Thb) : 3/16 in
- Z₁ = 4,10 ft
- Z₂ = 2,753 ft
- Z₃ = 3,276 ft

33. Dekanter (H-141c)

Fungsi : untuk memisahkan light organik dan heavy organik hasil dari proses pemisahan dari decanter H-141 a.

Type : tangki horizontal berbentuk silinder dengan tutup samping keduanya berbentuk standard dished head.

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 grade M Type 316

Kapasitas : 250,47 ft³

Dimensi tangki:

- Tinggi silinder (Ls) : 14,961 ft

- Tebal silinder (Ts) : $\frac{1}{4}$ in
- Diameter dalam (di) : 65,5 in
- Dimensi luar (do) : 66 in
- Tebal tutup atas (Tha) : $\frac{3}{16}$ in
- Tebal tutup bawah (Thb) : $\frac{3}{16}$ in
- $Z_1 = 4,10$ ft
- $Z_2 = 2,753$ ft
- $Z_3 = 3,276$ ft

34. Kolom Destilasi (D-140)

Fungsi : untuk memisahkan antara toluene dengan larutan induknya untuk direcycle.

Type : *sieve tray*

Jumlah : High Alloy SA-240 Grade M Type 316

Bahan konstruksi : High Alloy SA-240 grade M Type 316

Dimensi tangki:

Jumlah tray (Nact) = 39

Tempat pemasukan feed (Ne) = 31

Tinggi tray (T) = 15 in

Tinggi shell = 51,25 ft

Diameter kolom (D) = 48 in

Tebal tutup atas (Tha) = $\frac{3}{16}$ in

Nozzle pada kolom destilasi:

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B
A	3	7 ½	15/16	5	4 ¼	1 3/16	3,56
B	3	7 ½	15/16	5	4 ¼	1 3/16	3,56
C	3	7 ½	15/16	5	4 ¼	1 3/16	3,56
D	1	4 ¼	9/16	2	1 15/16	2 3/16	1,88

Keterangan:

Nozzle A : Nozzle feed masuk

Nozzle B : Nozzle top kolom

Nozzle C : Nozzle uap reboiler

Nozzle D : Nozzle bottom kolom

NPS : ukuran nominal pipa

35. Spesifikasi Alat Kondensor (E-143)

Fungsi : untuk mendinginkan uap campuran toluene dan air yang masuk hingga berubah bentuk menjadi toluene cair yang akan direcycle.

Type : shell and tube

Bahan konstruksi carbon steel SA 135 Grade B

OD = ¾ in BWG 16

L = 16 ft

Ids = 21 ¼

Nt = 270

36. Reboiler (E-152)

Fungsi : untuk memanfaatkan panas yang keluar dari bahan yang keluar dari bottom destilasi untuk memproduksi steam bagi destilasi.

Type : double pipe heat exchanger

Bahan konstruksi carbon steel SA 135 Grade B

OD = $\frac{3}{4}$ in BWG 16

Aa = 1,19 in

De = 0,915 in

De² = 0,4 in

Ap = 1,5 in

Do = 1,66 in

DI = 1,38 in

37. Pompa (L-145)

Fungsi : untuk memompa hasil destilasi dari reboiler (E-152) ke Kristalizer
(B-150)

Type : pompa sentrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Commercial steel

Daya pompa : 1,5 Hp

38. Pompa Recycle (L-146)

Spesifikasi alat:

Kapasitas = 270,93 gpm

Type = Centrifugal pump

Daya = 43 Hp

Bahan konstruksi = commercial steel

Jumlah = 1

Dimensi pompa:

Nps = 6 in sch 40

Do = 6,625 in

Di = 6,065 in

39. Kristalizer (B-147)

Fungsi : mengkristalkan vanillin dengan mendinginkan larutan jenuh yang masuk.

Type : Batch agitated tangki berbentuk bejana tegak dengan bagian badan berbentuk shell dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut $\alpha = 120^\circ$, yang dilengkapi dengan pendingin.

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 35,2435 ft³

- Tinggi silinder (Ls) : 5,80795 ft

- Tebal silinder (Ts) : ¼ in

- Diameter dalam (di) : 39,5 in

- Dimensi luar (do) : 40 in

- Tebal tutup atas (Tha) : 3/16 in

- Tebal tutup bawah (Thb) : 3/16 in

Cooler (pendingin)

OD ¾ in, BWG 16

Nt : 15 buah

L : 16 ft

40. Centrifuge (H-148)

Fungsi : untuk memisahkan antara kristal vanillin dengan mother liquornya.

Type : tubular bowl centrifuge

Bahan plate steel SA-167 grade 11 type 316

Dimensi:

A₁ : 0,94

A₂ : 1,13 m²

41. Filter Udara (H-151)

Spesifikasi alat:

Nama alat : filter udara

Type : dry filter

Kapasitas : 1000 ft³/menit

Rate volumetric udara : 482,4419 ft³/menit

Ukuran dry filter : (24 x 24) ft

Bahan : carbon steel

Jumlah : 1 buah

42. Blower Udara (G-152)

Spesifikasi Alat:

Nama alat : Blower

Type : Centrifugal Blower

Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

43. Heater Udara (E-153)**Spesifikasi Alat:**

Nama	: Heater Udara
Type	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Diameter luar pipa	: 2.38 in
Diameter dalam pipa:	2.067 in
Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 1 buah

44.Cyclone (H-150)**Spesifikasi Alat :**

Fungsi	: Memisahkan debu yang terbawa udara panas keluar rotary
Type	: Duclone Collector
Dc	: 0.17068 ft
De	: 0.08584 ft
HC	: 0.08534 ft
Lc	: 0.34136 ft
Sc	: 0.21335 ft
Zc	: 0.34136 ft
Jc	: 0.02467 ft
Bc	: 0.02467 ft
Bahan konstruksi	: Carbon Stell SA 240 Grade M type 316
Jumlah	: 1 buah

45. Bin Produk Sementara (F-154)**Spesifikasi Alat:**

Nama Alat : Bin Produk Sementara

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berupa plat dan tutup bawah berupa konis dengan tutup $\alpha = 120^{\circ}$

Volume tangki : 5,15812 ft²

Ds : 2,83412 ft

ts : 3/16 in

Hs : 8,50236 ft

46. Mesin Pengemas (X-155)**Spesifikasi Alat :**

Nama : Mesin pengemas

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 Grae M Type 316

Kapasitas : 112764,22 kg/jam

Kapasitas mesin : 744243,85 lb/jam

47. Gudang (F-156)**Spesifikasi Alat:**

Nama Alat : Gudang vanili

Fungsi : Menyimpan persediaan vanili selama 15 hari

Kapasitas : 10289,47296 ft³

Panjang : 32,5369 m

Lebar : 16,26 m

Tinggi : 20 m

48. Rotary Dryer (B-157)

Fungsi : mengeringkan kristal vanillin hingga mencapai kadar 99,5% sesuai dengan standart yang ditetapkan oleh USP dan FCC (Food Chemical Comdex)

Jenis : Single Shell Direct Heat Rotary Dryer

a. Silinder (Shell)

Jenis : silinder horisontal
Volume : 4,14 m³
Diameter : 1,03 mm
Panjang : 4,971 m
Tebal shell : 3/16 in
Kecepatan putar : 8,396 rpm
Kemiringan : 0,3199°
Waktu tinggal : 1800 detik
Bahan konstruksi : Carbon steel SA – 53 Grade A
Jumlah : 1 buah

b. Sudu-sudu (Flight)

Jenis : flight 45° lip flight
Jarak antar sudu : 2,966 ft
Tinggi : 0,4281 m
Jumlah : 3 buah

c. Roda gigi (Gear)

Jumlah gigi : 101 buah

Diameter : 48 in
Lebar permukaan : 5,9683 in
Kecepatan putar : 19,491 rpm
Bahan konstruksi : cast iron
Safe strength : 5873,5959 lb
Pitch line velocity : 97,061 ft/menit

d. Gigi Penggerak (Pinion)

Jumlah gigi : 26 buah
Diameter : 12,4204 in
Lebar permukaan : 5,9683 in
Bahan konstruksi : cast iron
Safe strength : 4833,069 lb
Pitch line velocity : 97,061 ft/menit

e. Poros

Diameter : 0,3535 ft
Panjang : 0,9167
Bahan konstruksi : Forget or hot roller (20% carbon)
Beban poros : 674,864 lb
Jumlah : 4 buah

f. Roll Support

Diameter : 0,5833 ft
Lebar : 0,4974 ft
Bahan konstruksi : cast stainless steel

Berat roll support : 39,2931 lb

Jumlah : 4 buah

g. Bearing

Type : Cylindrical Roller Thrust Bearing AR-81113

Diameter : 0,6642 ft

Panjang : 0,7708 ft

49. Pompa Rotary Vacum Filter (L-128)

Spesifikasi alat:

Kapasitas = 270,93 gpm

Type = Centrifugal pump

Daya = 43 Hp

Bahan konstruksi = commercial steel

Jumlah = 1

Dimensi pompa:

Nps = 6 in sch 40

Do = 6,625 in

Di = 6,065 in

50. Belt Conveyor (J-162)

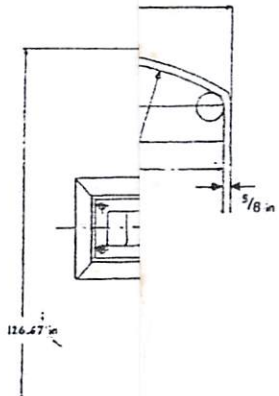
Fungsi : untuk mengangkut kristal vanillin basah dari H-161 untuk dikeringkan dalam rotary dryer (B-160)

Jumlah : 1 buah

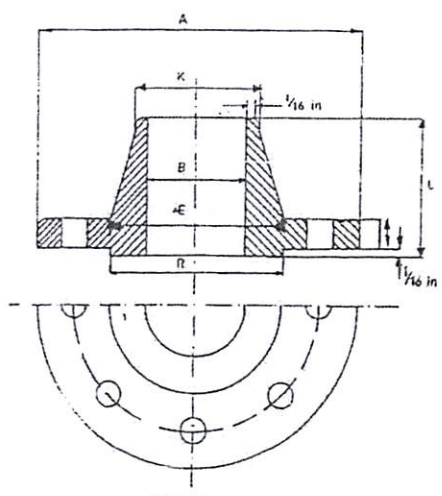
- Kapasitas : 5 ton/jam

- Diameter flights : 9 in

- Diam. Pipa : 2 ½ in
- Diam. Shafts : 2 in
- Hanger center : 10 ft
- Kecepatan : 400
- Panjang : 30 ft
- Panjang = 30 ft = 9 meter

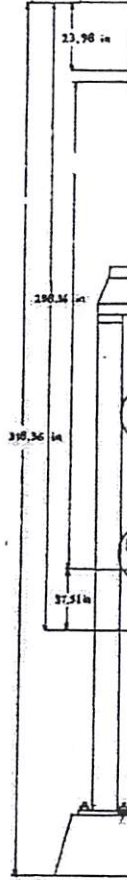
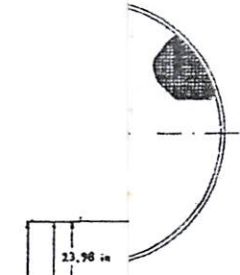


126.67 in



NOZZLE

SKALA 1 cm : 10 in



NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	5	10	11 1/4	7 3/4	6 7/16	5.50	3 1/2	8.00
B	1	4 3/4	8/16	2	1 13/16	1.22	2 3/16	1.00
C	2	6	2 1/4	3 3/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07
D	8	13 1/2	1 1/2	10 3/8	8 1/4	8.43	4	7.98
E	10	16	13/16	11 3/4	12	10.75	4	10.02
F	1/2	3 1/2	7/16	1 1/8	1 1/8	0.84	1 3/8	0.42

22	NOZZLE NITROBENZEN	H.A.S
21	NOZZLE BAHAN PEMBANTU	H.A.S
20	NOZZLE GAS KELUAR	H.A.S
19	MANHOLE	HIGH ALLOY STEEL (HAS)
18	PODASK	SEMEN, KERPIK, PASIR
17	BASE PLATE	BESI COR
16	NOZZLE PRODUK	HAS
15	TUTUP BAWAH	CARBON STEEL SA 240 GRADE 316
14	NOZZLE CO2	H.A.S
13	SPARGER CO2	H.A.S
12	NOZZLE PENDINGIN KEL	H.A.S
11	PENGADUK	H.A.S SA-240 M TYPE 316
10	COIL PENDINGIN	H.A.S C-C
9	LUG & GUSSET	BAJA
8	NOZZLE PENDINGIN MSK	H.A.S
7	SILINDER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M-316
6	FOROS	HOT ROLLER SAE 1020
5	GASKET	ASBESTOS
4	FLANGE	BAJA
3	BAKIT	BAJA
2	NOZZLE LARUTAN	HIGH ALLOY STEEL
1	TUTUP ATAS	CARBON STEEL SA 240 GRADE M-316
NO	NAMA BAGIAN	

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA

REAKTOR

SKALA 1 CM 10 INCH

Dirancang oleh

DISEJUKI
DOSEN PEMBIMBING

ASROFI 03.14.042

Ir. Bambang Susilo Hadi

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

1. Reaktor

Nama alat : reaktor batch

Kode : R – 110

Fungsi : Mereaksikan lignin dengan bahan pembantu sehingga terbentuk Na – Vanillat.

Jumlah : 2 buah

Type : Bejana tegak dengan bagian-bagian :

- badan (shell) berbentuk silinder
- tutup atas berbentuk standart dished head.
- tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120°

Perlengkapan : - koil pendingin

- pengaduk

Kondisi operasi: - Temperatur (T) : $160^\circ \text{C} = 392^\circ \text{F}$

- Tekanan (p): 150 psig

- Fase : liquid – liquid

- Residence time : 2 jam

- Densitas campuran : $81,26756 \text{ lb/ft}^3$

Direncanakan :

- Tutup atas berbentuk standart dished head
- Tutup bawah berbentuk conical sudut 120°
- Bahan kontruksi : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

- Jenis pengelasan : Double Welded ($E = 0,85$)
- Faktor korosi : 1/16
- Fluida mengisi : 80% bejana

Bahan yang masuk : 149644,5 lb/jam

Prinsip kerja:

Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku yang digunakan untuk membentuk produk yang diinginkan. Reaktor yang digunakan adalah reaktor tipe *Fized-Bed Multi Tubular*. Bahan baku Lignin dimasukkan pada reaktor bersama-sama dengan Nitrobenzen, Na_2CO_3 , $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan CO_2 dari tangki. Reaksi pemasakan dalam reaktor berlangsung selama 2 jam dengan suhu diatur 160°C dengan tekanan 150 psig. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis sehingga di dalam reaktor dilengkapi dengan pendingin untuk menjaga suhu operasi 160°C , dimana tekanan operasinya berlangsung pada 1 atm. Untuk mengontrol kondisi operasi pada reaktor maka pada reaktor dipasang instrumentasi yaitu berupa temperatur control dan pressure control. Setelah terjadi reaksi dan terbentuk produk selama 2 jam, maka produk yang keluar dari reaktor akan dilakukan proses selanjutnya.

6.1 Rancangan dimensi vessel

Menentukan dimensi silinder

$$V_{liq} = \frac{m}{\rho} = \frac{149644,5}{81,2675} = \frac{4.984,70 \text{ ft}^3 / \text{jam}}{2 \times 2 \text{ jam}} = 1246,175 \text{ ft}^3$$

$$V_T = V_{liq} + V_{RK} = 1246,175 \text{ ft}^3 \times 0,20 V_T$$

$$V_T = \frac{1246,175 \text{ ft}^3}{0,85} = 1.557,72 \text{ ft}^3$$

$$L_s = 1,5 d_i$$

$$V = V_1 + V_2 + V_3$$

$$1.557,72 \text{ ft}^3 = 0,0847 d_i^3 + \frac{1}{4} \pi d_i^2 L_s + \frac{\pi d_i^3}{24 \operatorname{tg} \frac{1}{2} \alpha}$$

$$1.557,72 \text{ ft}^3 = 0,0847 d_i^3 + \frac{1}{4} \pi d_i^2 \cdot 1,5 L_s + \frac{\pi d_i^3}{24 \operatorname{tg} \frac{1}{2} 60}$$

$$d_i^3 = 1164,47$$

$$d_i = 10,49 \text{ ft} = 125,95 \text{ in}$$

Dirancang suatu vessel yang tahan terhadap tekanan 150 psig

Mencari tebal silinder

$$t_s = \frac{p_i d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} + C$$

$$t_s = \frac{150(125,95)}{2(18750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 150)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 10,5/16 \approx 10/16 \text{ in} = 5/8 \text{ in}$$

$$d_o = d_i + 2 t_s = 125,95 + 2 (5/8) = 127,2 \text{ in}$$

Standarisasi d_o :

Dari tabel 5 – 7 Brownell & Young hal. 90 didapatkan :

$$- d_o = 126 \text{ in}$$

$$- i_c r = 7 \frac{5}{8}$$

$$- r = 120$$

$$- t_s = 5/8 \text{ in}$$

$$- d_i = d_o - 2 t_s = 126 - 2 (5/8) = 124,75 \text{ in} = 10,39 \text{ ft}$$

Cek hubungan L_s dan d_i :

$$V = 0,0847 d_i^3 + \frac{1}{4} \pi d_i^2 L_s + \frac{\pi d_i^3}{24 \operatorname{tg} 60}$$

$$1557,72 = 95,00 + 84,74 L_s + 84,7236$$

$$L_s = 16,26 \text{ ft} = 195,14 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{16,26}{10,39} = 1,56 > 1,5$$

Menentukan dimensi tutup

Menentukan Tebal tutup atas (Standart dished head)

$$T_{ha} = \frac{0,885 \cdot P_i \cdot r}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_i} + C$$

$$T_{ha} = \frac{0,88 \times 150 \times 120}{(18750(0,85) - 0,1 \times 150)} + \frac{1}{16}$$

$$T_{ha} = 9/8 \text{ in} = 1 \frac{1}{8} \text{ in (Harga } t_s \text{ standart untuk } d_o = 126 \text{ in)}$$

Dari Brownell & Young gambar 5 - 8 hal 87, didapat tutup atas adalah dished head.

Menentukan tinggi tutup atas

$$a = d_i/2$$

$$b = r - \{(BC)^2 - (AB)^2\}^{1/2}$$

$$AB = (d_i/2) - icr$$

$$AC = \{(BC)^2 - (AB)^2\}^{1/2}$$

$$h_A = t_s + b + sf$$

Dimana :

- d_i = diameter dalam reaktor = 124,75 in
- t_s = tebal silinder = 5/8 in
- $R_c = r$ = crown radius = 120
- l_{cr} = knucle radius = 7 5/8
- $a = d_i/2 = 53,6250/2 = 62,375$ in
- $AB = a - l_{cr} = 54,75$ in
- $BC = r - l_{cr} = 112,375$ in
- $AC = \{(112,375)^2 - (54,75)^2\}^{1/2} = 98,13$ in
- $b = r - AC = 21,86$ in

Dari Brownell & Young tabel 5 – 6 hal 88 untuk $t_s = 5/8$ didapat $sf = 1,5 - 3,5$

Jika diambil harga $sf = 1,5$ maka

$$\begin{aligned} h_A &= t_s + b + sf \\ &= 5/8 + 21,86 + 1,5 \\ &= 23,985 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah conical

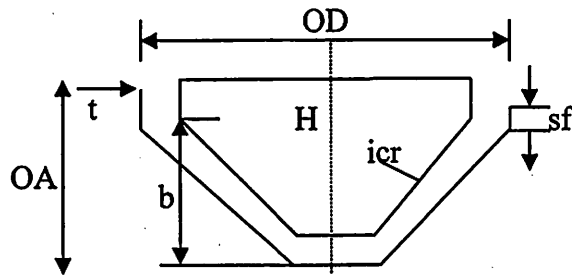
$$t_{hb} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6P_i) \cos \frac{1}{2}\alpha} + C$$

$$t_{hb} = \frac{150 \cdot 124,75}{2(18750 \cdot 0,85 - 0,6 \times 150) \cos 60} + \frac{1}{16}$$

$$t_{hb} = 17/16 \approx 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup untuk $d_o = 126$ in, Brownell & Young tabel 7 hal 54,

$t_{hb} = 1 \frac{1}{8}$ in, Brownell & Young gambar 5 – 7 hl 85, didapat gambar tutup bawah adalah conical.



Gambar 6.2 Tutup bawah conical

Dari Brownell & Young tabel 5 – 6 hal 88 untuk $t_s = 5 / 8$ didapat $sf = 1,5 - 3,5$ jika diambil harga $sf = 1,5$

Menentukan tinggi tutup bawah

$$b = \frac{1/2d}{\text{tg}1/2\alpha} = \frac{d}{2\text{tg}\alpha} = \frac{124,75}{2 \times \text{tg}60} = 36,01 \text{ in}$$

$$hb = b + sf = 37,51 \text{ in} = 3,12 \text{ ft}$$

Jadi tinggi tutup bawah adalah $37,51 \text{ in} = 3,12 \text{ ft}$

Dari perhitungan diatas dapat disimpulkan dimensi dari vessel adalah sebagai berikut :

$$d_o = 126 \text{ in}$$

$$L_s = 195,4 \text{ in}$$

$$d_i = 124,75 \text{ in}$$

$$L_{ha} = 23,985 \text{ in}$$

$$t_s = 5/8 \text{ in}$$

$$L_{hb} = 37,51 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$t_{hb} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Menentukan tinggi tangki

$$H_b = hb + L_s + ha + sf$$

$$= hb + L_s + ha + sf = (37,51 + 195,4 + 23,985 + 1,5) \text{ in}$$

$$= 258,395 \text{ in} = 21,53 \text{ ft}$$

6.2 Perhitungan Pengaduk

Perencanaan :

1. Digunakan pengaduk jenis *gate blade* dengan 4 blade pada 45° angle.
2. Digunakan High Alloy Steel SA – 240 M Type 316 sebagai konstruksi dari impeler.
3. Digunakan Hot – Roler SAE 1020 sebagai bahan konstruksi dari poros pengaduk.
4. Data-data dari jenis pengaduk (Brown hal 507)

$$Dt/Di = 2,4 - 3$$

$$Zi/Di = 0,40 - 0,5$$

$$Zi/Di = 2,4 - 3$$

$$W/Di = 0,1$$

Dengan :

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter dari impeler

Zi = Tinggi zat cair dalam silinder

Zi = Tinggi impeler dari dasar tangki

W = Lebar baffle impeler, ft

- a. Menentukan diameter impeler

$$Dt/Di = 3$$

$$Di = Dt/3$$

$$Di = 124,75/3 = 41,58 \text{ in} = 3,46 \text{ ft}$$

- b. Menentukan impeler dari dasar bejana

$$Zi/Di = 0,4 - 0,5 \text{ (diambil } 0,4)$$

Maka :

$$Z_i = 0,4 \times 41,58 \text{ in} = 16,63 \text{ in} = 1,386 \text{ ft}$$

Peninjauan terhadap Z_i/D_i

Dengan :

$$Z_i/D_i = \frac{16,63}{41,58} = 0,4 \text{ (memenuhi karena terletak diantara } 0,4 - 0,5)$$

c. Menentukan panjang impeler

$$L/D_i = 1/3$$

$$L = 41,58/3 = 13,86 \text{ in} = 1,155 \text{ ft}$$

d. Menentukan lebar impeler

$$W = 0,1 \times D_i = 0,1 \times 41,58 \text{ in} = 4,158 \text{ in} = 0,346 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi lebar impeler} = 4,158 \text{ in} = 0,346 \text{ ft}$$

e. Menentukan jumlah impeler

$$n = \frac{H}{\text{diameter} \tan gki} = \frac{258,39 \text{ in}}{124,75 \text{ in}} = 2,02 \approx 2 \text{ buah}$$

f. Menentukan tebal blades

$$J/D_i = 1/12$$

$$J = 124,75/12 = 10,39 \text{ in} = 0,86 \text{ ft}$$

g. Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H}{(2 \times D_i^2)} = \frac{21,53}{(2 \times (3,46)^2)} = 1,89 \approx 2 \text{ buah}$$

Jadi dalam reaktor hanya diperlukan 1 buah pengaduk jenis gate blade dengan 4 blades.

- Daya pengaduk

$$\text{Rumus : } P = \frac{\phi \cdot \rho \cdot n^3 \cdot Di^5}{gc}$$

Keterangan :

P = daya pengaduk, lbf ft/dt

ϕ = Po, power number (Brown, gambar 4.77 hal 507 dengan menghitung bilangan Reynold (N_{Re}))

$$N_{Re} = \frac{n \cdot Di^2 \rho}{\mu}$$

n = putaran pengaduk = 90 rpm = 5400 rph

Di = Diameter impeler = 3,46 ft

ρ = densitas larutan pada suhu 160°C = 81,26756 lb/ft³

μ = viscositas larutan pada suhu 160°C = 0,0275 lb/ft.s

Maka:

$$N_{Re} = \frac{5400 \times 3,46 \times 81,26756}{0,0275} = 5.214.657,87 > 2100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Sehingga :

ϕ = Po = 2,5 (Brown, gb. 4.47 hal 507)

gc = 32,2 lbf ft/s

Maka:

$$P = \frac{2,5 \times 81,26756 \times (3,46)^5 \times (1,5)^3}{32,2} = 10.559,79 \text{ lbf ft/s}$$

Faktor koreksi :

$$f = \left[\frac{(Dt/Di) \times (Zi/Di) \text{ terhitung}}{(Dt/Di) \times (Zi/Di) \text{ data}} \right]^{1/2}$$

$$= [(124,75/41,58)\text{in}] \times (16,63/41,58)\text{in}] / [3 \times 3]^{1/2}$$

$$= 0,399$$

$$p = \frac{10.595,75 \times 0,399}{550} = 7,68 \text{HP}$$

Dimana 1 Hp = 550 lb.ft/det; App A 1-9 Geankoplis. Jika efisiensi motor 80% (Peter & Timmerhaus) maka

$$P = 7,68 / 0,8 = 9,4 \text{ Hp} \approx 9 \text{ Hp}$$

Menentukan poros pengaduk

1. Perhitungan diameter poros

$$\text{Rumus : } \tau = \frac{\mu \cdot S \cdot D^3}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16.2. hal. 464})$$

Keterangan τ = momen puntir (torque), lb in

$$\text{Rumus: } T = \frac{6300 \cdot H}{N} \quad (\text{Hesse hal. 469})$$

Dengan :

H = daya motor pada poros = 9 Hp

N = putaran pengaduk = 90 rpm

Maka:

$$T = \frac{6300 \cdot 9}{90} = 630 \text{ in lbs}$$

S = maksimum design bearing stress yang diijinkan, lb/in²

Bila digunakan bahan Hot-Roller Steel SAE 1020 (mengandung 20% carbon)

Maka:

$$S = 20\% (36000 \text{ lb/in})$$

$$S = 7200 \text{ lb/in}$$

D = diameter poros, in

$$D = \left[\frac{16 \cdot T}{\pi \cdot S} \right]^{1/3} = \left[\frac{16 \times 630}{3,14 \cdot 7200} \right]^{1/3} = 0,76 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$$

2. Panjang poros

Rumus : $L = (h + 1) - Z_i$

Keterangan:

L = Panjang poros, ft

h = Tinggi silinder + tutup atas = 258,395 + 23,985 = 282,38 in

l = panjang poros diatas tutup reaktor = 1 ft

Z_i = Jarak poros dari dasar reaktor = 1,386 ft

Maka :

$$L = (21,53 + 1 - 1,385) = 21,144 \text{ ft}$$

6.3 Perhitungan Coil Pendingin

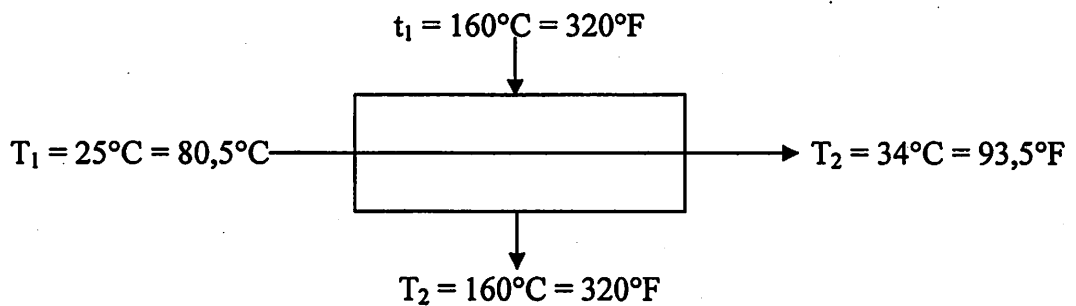
Karena reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah eksotermis dan harus beroperasi pada suhu 160°C secara digunakan coil pendingin dengan air pendingin sebagai media pendingin untuk menstabilkan panas pada reaksi tersebut sehingga tetap pada suhu 160°C.

Dasar perancangan :

- Kebutuhan air pendingin adalah 3369364,34 Kkal/jam = 821.766,278 btu/jam
- Air pendingin masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 34°C
- Tekanan operasi 150 psig

Perencanaan:

- Digunakan pendingin yang berbentuk spiral
- Digunakan High Alloy Steel SA Grade C type 374 sebagai konstruksi dari coil pendingin
- ΔT_{LMTD}



Dimana :

T_1 = air pendingin masuk pada suhu 80,5°F

T_2 = air pendingin keluar pada suhu 93,5° F

t_1 = Bahan masuk pada suhu 320°F

t_2 = Bahan keluar pada suhu 320°F

Δt_h = $T_1 - t_2 = 80,5 - 320 = 239,5^\circ \text{ F}$

Δt_c = $T_2 - t_1 = 93,5 - 320 = -226,5^\circ \text{ F}$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln [\Delta t_h / \Delta t_c]} = \frac{-239,5 - (-226,5)}{\ln \frac{-239,5}{-226,5}} = 107,45^\circ \text{ F}$$

- Menentukan suhu coloric

$$T_c = \frac{1}{2} (T_1 + T_2) = \frac{1}{2} (80,5 + 93,5) = 87^\circ \text{ F}$$

$$t_c = \frac{1}{2} (t_1 + t_2) = \frac{1}{2} (320 + 320) = 320^\circ \text{ F}$$

- Ukuran pipa yang digunakan 4 in Ips Sch 40 (Kern, tabel 11 hal 844)

Data pipa :

$$d_o = 4,50 \text{ in}$$

$$a' = 12,7 \text{ in}^2$$

$$d_i = 4,026 \text{ in}$$

$$a'' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Keterangan:

- Koefisien permukaan pindah panas bagian shell (reaktor)

- $M = 24100,629 \text{ kg/jam}$

- $Gt = m/at = 24100,629 \text{ kg/jam} : 12,7 = 1954,06$

$$N_{Re} = \frac{D_i \cdot Gt}{\mu \cdot 2,42} = \frac{4,026 \times 1954,06}{0,0275 \times 2,42} = 118.212,55 > 2100 \text{ (aliran turbulen)}$$

$J_c = 1500$ (Kern fig. 20.2 hal 718)

$$h_o = J_c \frac{k}{D_i} \left[\frac{C_p \pi}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\pi}{\pi_w} \right]^{0,14}$$

Dimana :

$$\left[\frac{\pi}{\pi_w} \right]^{0,14} = 1$$

- $C_p = \text{Kapasitas panas campuran} = 1,1209 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$

- $\mu = \text{Viscositas campuran} = 0,0275 \text{ Cp}$

- $k = \text{Konduktivitas thermal campuran} = 0,398$ (mendekjati konduktivitas thermal air pada suhu $80,5^\circ\text{F}$)

- $d_i = 0,3355 \text{ ft}$

- $h_o = 1500 \times 0,398 / 0,3355 [1,1209 (0,0275) / 0,398]^{1/3} = 764,9$

- Tekanan panas pada pipa dalam keadaan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 764,9}{1500 + 764,9} = 506,55 \text{ Btu / jft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Tekanan panas pada pipa dalam keadaan kotor.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0,003 = \frac{506,55 - U_d}{506,55 \times U_d}$$

$$U_d = 201,03 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \text{ ft}^2 = \frac{3271351,677 \text{ Btu/j}}{201,03 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 107,45 \text{ } ^\circ\text{F}} = 151,44 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{\alpha} = \frac{151,466 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2 / \text{ft}} = 128,56 \text{ ft}$$

D pengaduk < D koil < D bejana

3,46 < D koil < 10,39 ft

D koil = 5 ft

- Jumlah lilitan coil : $n_c = \frac{L}{\pi \cdot D_{coil}}$

$$\therefore \text{ sehingga jumlah lilitan } n_c = \frac{128,56}{3,14 \times 5} = 8,18 \approx 8 \text{ buah}$$

Panjang coil pendingin:

$$L_c = [(n_c - 1) (n_c + d_o) + d_o]$$

$$= [(8 - 1) (8 + 4,5) + 4,5]$$

$$= 92 \text{ in}$$

6.4 Perhitungan nozle

Perencanaan :

Nozzle pada tutup standart pada bagian atas:

- Nozzle untuk pemasukan larutan (lignin, nitrobenzene)

- Nozzle untuk pemasukan Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$
- Nozzle untuk pengeluaran gas
- Nozzle pada bagian silinder
- Nozzle untuk pemasukan coil pendingin
- Nozzle untuk pengeluaran coil pendingin
- Nozzle untuk man hole
- Nozzle pada tutup conical pada bagian bawah
- Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle untuk pemasukan CO_2

Digunakan High Alloy Steel sebagai bahan konstruksi dari nozzle

a. Nozzle pemasukan larutan

Rute larutan untuk tiap kali proses = 97324,8 / 2 jam lb/jam

Densitas campuran = 81,24 lb/ft det

$$\text{Rate volumetrik} = (V) = \frac{m}{\rho} = \frac{97324,8}{81,24} = 41,709 \text{ ft}^3 / \text{menit}$$

$$\text{Nre} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = 2.541.309 > 2100 \text{ aliran turbulent}$$

Dari Peter & Timmerhause fig. 14.2 hal 498, didapatkan diameter dalam diameter nozzle = 5 in

Dipilih ukuran pipa = 8 in NPS Sch 40, maka :

$$\text{ID} = 5,047 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in}$$

$$a'' = 0,258 \text{ in}$$

b. Nozzle untuk pengeluaran gas hasil reaksi

Rate larutan gas masuk = 48.686,1653 Kg/j = 4.472,299 lb / jam

Densitas gas = 66,4809 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik} = (V) = \frac{m}{\rho} = \frac{4.472,299 \text{ lb} / 2 \text{ jam}}{66,4809 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 33,636 \text{ ft}^3 / \text{jam} =$$

0,561 ft³/menit.

Perhitungan diameter nozzle

Dari Peter & Timmerhause gig. 14.2 hal 498, didapatkan diameter nozzle 1 in.

Dipilih ukuran pipa = 1 in NPS Sch 40, maka:

ID = 1,049 in

OD = 1,315 in

Nps = 1 in

Sch = 40

Tebal dinding = 0,133 in

c. Nozzle untuk pemasukan Na₂CO₃ dan Ca(OH)₂

Rate larutan masuk = 1493,098 lb/jam

Densitas 96,76 lb/ft³

Perhitungan:

$$\text{Rate volumetrik} = (V) = \frac{m}{\rho} = \frac{1493,098 \text{ lb} / 2 \text{ jam}}{96,769 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 7,715 \text{ ft}^3 / \text{mnt}$$

Perhitungan diameter nozzle

Dari Peter & Timmerhause gig. 14.2 hal 498, didapatkan diameter nozzle 0,5

in. Dipilih ukuran pipa = 0,5 in NPS Sch 40, maka:

Dipilih ukuran pipa = 1 in NPS Sch 40, maka:

$$\text{ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,068 \text{ in}$$

$$\text{Nps} = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{Tebal dinding} = 0,068 \text{ in}$$

d. Nozzle pemasukan dan pengeluaran coil pendingin

Pemilihan diameter nozzle

Untuk air pendingin diameter nozzle adalah 8 in

Diambil : ukuran pipa 8 in NPS Sch 40, dimana:

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$a'' = 50,0 \text{ in}^2$$

e. Nozzle pengeluaran produk

Rate pengeluaran produk = 1248003,466 lb/2 jam

Densitas produk = 62,4687 lb/ ft³

Perhitungan:

$$\text{Rate volumetrik} = (V) = \frac{m}{\rho} = \frac{124.8003,466 \text{ lb} / 2 \text{ jam}}{62,4687 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 9989,142 \text{ ft}^3 / \text{mnt}$$

$$= 166,5 \text{ ft}^3 \text{ mnt}$$

Perhitungan diameter nozzle

Dari Peter & Timmerhause fig. 14.2 hal 498, didapatkan diameter nozzle =

10 in.

Dipilih ukuran pipa = 10 in NPS Sch 40, maka:

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 10,750 \text{ in}$$

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

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{Tebal dinding} = 0,365 \text{ in}$$

f. Nozzle pengeluaran gas CO₂

$$\text{Rate pengeluaran} = 736,2946 \text{ lb/2jam}$$

$$\text{Densitas} = 64,0511 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} = (V) &= \frac{m}{\rho} = \frac{736,2946 \text{ lb} / 2 \text{ jam}}{64,0511 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 5,7477 \text{ ft}^3 / \text{mnt} \\ &= 0,09 \text{ ft}^3 \text{ mnt} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter nozzle

Dari Peter & Timmerhause fig. 14.2 hal 498, didapatkan diameter nozzle = 0,5 in

Dipilih ukuran pipa = 0,5 in NPS Sch 40, maka :

$$\text{ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

$$\text{Nps} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{Tebal dinding} = 0,068 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young tabel 12.2 hal 221 didapat dimensi flange untuk semua metode, dipilih flange standart type Welding Neck dengan dimensi sebagai berikut:

Nozzle	NPS	A	T	E	K	L	B
A	5	15/16	7 15/16	6 7/16	5,56	3,5	5,06
B	1	3 ½	9/16	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
C	½	13 ½	7/16	13/16	0,84	1 7/8	0,62
D	8	16	1 1/8	9 11/16	8,63	4	7,98
E	10	3 ½	1 3/16	12	10,75	4	10,02
F	½		7/16	1 13/16	0,84	1 7/8	0,62

Keterangan:

Nozzle A = Nozzle pemasukan larutan

Nozzle B = Nozzle pengeluaran gas

Nozzle C = Nozzle pemasukan Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Nozzle D = Nozzle pemasukan dan pengeluaran koil pendingin

Nozzle E = Nozzle pengeluaran produk

Nozzle F = Nozzle pemasukan gas CO_2

NPS = ukuran pipa nominal (in)

A = diameter luar flange (in)

T = ketebalan flange minimum (in)

R = diameter luar bagian yang menonjol (in)

E = diameter hubungan pada alas (in)

K = diameter hubungan pada titik pengelasan (in)

L = panjang julakan (in)

B = diameter flange (in)

6.5. Manhole Pada Dinding Reaktor

Untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor maka pada bagian dinding reaktor diberi manhole.

Perencanaan:

- Digunakan bahan carbon steel SA 240 Grade M Type 316 (App. B & Y hal 343)
- Allowable stress = 18750
- Digunakan diameter dalam nozzle 20" (App. B & Y hal 349)
- Jenis pengelasan = Double Welded 9E = 0,85)
- Faktor korosi = 1/16

Perhitungan :

Luas penguat yang diharuskan :

Rumus : $A = d_{in} \cdot t_{rs}$

Dimana :

d_{in} = diameter dalam nozzle = 20 in

t_{rs} = tebal teoritis sel

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P_i} = \frac{150 \times 20}{(1875 \times 0,85 - 0,6 \times 150)} = 1,186 \text{ in}$$

maka : $A = 20 \text{ in} \times 1,18 \text{ in} = 23,6 \text{ in}^2$

Luas penguat yang ada

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - C) \times d_{in}$$

$$= (5/8 - 1,18 - 1/16) \times 20 = 9,85 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 2 \times (t_n - t_{rn} - C) (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)$$

Dimana ;

t_n = tebal nozzle = 8/16 in

t_p = tebal penguat = 0

t_{rn} = tebal teoritis nozzle

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_{in}}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{150 \times 20}{(18750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 150)} = 0,189 \text{ in}$$

Maka:

$$A_2 = 2 \times (8/16 - 0,189 - 1/16) (2 \frac{1}{4} \times 8/16) = 0,559 \text{ in}^2$$

$$A_1 + A_2 = 1,3480 + 0,559 = 10,40 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$ (tidak perlu penguat)

6.6 Perhitungan Sistem Penyangga

Sistem penyangga dirancang untuk mampu menyangga berat bejana total dan perlengkapannya. Bahan-bahan yang tahan terdiri dari :

- Berat silinder dan tutupnya
- Berat larutan dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat attachment
- Berat coil pendingin
- Berat air pendingin

1. Menghitung berat silinder

$$\text{Rumus : } W_s = \pi / 4 (OD^2 - ID^2) H \cdot \rho$$

Keterangan:

W_s = berat silinder reaktor, lb

OD = diameter luar silinder = 126 in = 10,5ft

ID = diameter dalam silinder = 124,75 in = 10,39 ft

H = tinggi silinder = 258,395 in = 21,53 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry edisi 6 tabel 3 – 118 hal 3 – 95 Stell cold down)

Maka:

$$W_s = \pi/4 (10,5^2 - 10,39^2) 21,53 \times 489 = 18991,25 \text{ lb} = 8.632,4 \text{ Kg}$$

2. Menghitung Berat tutup atas

Rumus : $W_d = A t \rho$

Keterangan :

W_d = berat tutup standart dished, lb

A = luas tutup standart dished, ft²

t = tebal tutup standart dished = 9/8 in = 1,125 in

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry edisi 6 tabel 3 – 118 hal 3 – 95 Stell cold down)

Rumus : $A = 6,28 \cdot R_c \cdot h$ (Hesse pers 4 – 16 hal 92)

Keterangan :

R_c = Crown radius = 10,39 ft

h = tinggi tutup standart dished = 23,985 in

Maka : $A = 6,28 \times 10,39 \times 23,985 = 1565 \text{ in}^2 = 10,86 \text{ ft}^2$

Maka $W_d = 10,86 \text{ ft}^2 \times (1,125) \text{ ft} \times 489 \text{ lb/ft}^3 = 5974,35 \text{ lb} = 2715,6 \text{ Kg}$

3. Menghitung berat tutup bawah silinder

$$\text{Rumus : } W_{db} = A t \rho$$

Keterangan : W_{db} = berat tutup conical, lb

$$T_{hb} = \text{tebal tutup conical} = 9/8 \text{ in} = 1,125 \text{ in}$$

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

(Perry edisi 6 tabel 3 – 118 hal 3 – 95 Stell cold down)

$$\text{Rumus : } A = [0,785 (D \times m)] \quad (\text{Hesse pers 4 – 19 hal 92})$$

Keterangan:

$$D = \text{diameter dalam silinder} = 124,75 \text{ in} = 10,39 \text{ ft}$$

$$hb = \text{tinggi tutup conical} = 37,51 \text{ in} = 3,12 \text{ ft}$$

$$m = \text{flat spot diameter} = \frac{1}{2} \times 124,75 \text{ in} = 62,362 \text{ in} = 5,19 \text{ ft}$$

$$\text{Maka : } A = [0,785(10,39 \times 5,19) = 42,33 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sehingga : } W_{db} = 42,33 \times (1,125/12) \times 489 = 1940,56 \text{ lb} = 882,1 \text{ Kg}$$

4. Menghitung berat larutan

$$\text{Rumus : } W_1 = m/2 \text{ kali proses per hari}$$

$$\text{Dimana : } m = \text{berat larutan dalam reaktor} = 149644,5 \text{ lb/j}$$

$$\text{Maka : } W_1 = 149644,5 = 202.547,38 \text{ lb}$$

5. Menghitung berat air pendingin

$$W_{ap} = 2073,7213 \text{ lb/hari} : 2 \text{ kali proses per hari} = 1036,86 \text{ lb}$$

6. Menghitung berat poros pengaduk

$$\text{Rumus : } W_p = V \times \rho$$

Keterangan : W_p = berat poros pengaduk, lb

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

ρ = densitas dari bahan konstruksi, lb/ft³

dimana : $V = \pi/4 (D^2 \cdot L)$

Keterangan : D = diameter poros pengaduk = 0,06 ft

L = panjang poros pengaduk = 21,144 ft

Maka : $V = \pi/4 (0,06^2 \cdot 21,144) = 0,0597 \text{ ft}^3$

Sehingga : $W_p = 0,0597 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 = 29,193 \text{ lb}$

7. Menghitung berat impeler

Rumus : $W_i = v \cdot \rho$

Keterangan :

W_i = berat impeler, lb

V = volume total blades, ft³

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

dimana : $V = 4 (p \cdot I \cdot t)$

$p = Di/2$

Keterangan :

P = panjang 1 kupingan blade, ft

I = lebar 1 kupingan blade = 0,346 ft

t = tebal 1 kupingan blade = 0,86 ft

Di = diameter pengaduk = 3,46 ft

Maka : $p = 3,46/2 = 1,73 \text{ ft}$

$v = 4 (1,73 \times 0,86 \times 0,346) = 2,06 \text{ ft}^3$

sehingga : $W_i = 2,06 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 = 1.008,36 \text{ lb} = 458,34 \text{ Kg}$

8. Menghitung berat koil pendingin

$$\text{Rumus : } W_c = \pi/4 (OD^2 - ID^2) \times H \times \rho$$

Keterangan:

W_c = berat coil pendingin, lb

OD = diameter luar dari pipa coil pendingin = 8,6250 in = 0,7188 ft

ID = diameter dalam dari pipa coil = 7,9810 in = 0,6651 ft

H = panjang coli pendingin = 92 in = 7,666 ft

ρ = densitas dari bahan kontruksi = 489 lb/ft³

$$\text{maka: } W_c = \pi/4 (0,7188^2 - 0,6551^2) \times 7,66 \times 489 = 257,33 \text{ lb}$$

9. Menghitung berat attachment

Berat attachment meliputi seluruh perlengkapan seperti nozzle dan sebagainya.

$$\text{Rumus : } W_a = 18\% W_s$$

Keterangan: W_a = berat attachment

W_s = berat silinder reaktor = 18991,25 lb

$$\text{Maka : } W_a = 0,18 \times 18991,25 \text{ lb} = 3418,425 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= W_s + W_d + W_{db} + W_l + W_{ap} + W_p + W_i + W_c + W_a \\ &= (18.991,25 + 5.974,35 + 1940,56 + 202.547,38 + 1036,86 + \\ &\quad 29,1934 + 1008,36 + 257,3 + 3418,425) \text{ lb} \\ &= 235.203,67 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan adalah 10% maka besar total reaktor adalah :

$$= 1,1 \times 235.203,67 \text{ lb} = 259.072,429 \text{ lb}$$

Menghitung kolom penyangga (Leg)

Perencanaan :

- Digunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Digunakan kolom penyangga jenis 1 beam

Perhitungan:

Beban tiap kolom

Rumus :

$$P = \frac{4P_w(H-L)}{nD_{bc}} = \frac{\Sigma W}{n} \quad (\text{B\&Y pers. 10-76 hal 197})$$

Keterangan:

P = beban tiap kolom, lb

P_w = total beban permukaan karena angin, lb

H = tinggi vessel dari pondasi, ft

L = jarak antara level dengan dasar pondasi, ft

D_{bc} = diameter tangki, ft

n = jumlah support, buah

ΣW = berat total, lb

Beban terletak di dalam ruangan sehingga beban tekanan angin tidak terkontrol, sehingga berlaku rumus:

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{259.072,429 \text{ lb}}{4} = 64.768,10 \text{ lb}$$

- Ditemukan jarak dengan tanah (L) = 5 ft
- Tinggi silinder (H) = (1/2 × H) + L = (1/2 × 21,53) + 5
= 15,765 ft = 189,18 in

Jadi tinggi penyangga (Leg) = 189,18 in

Trial ukuran I Beam

Untuk ukuran I beam dicoba ukuran $10 \times 4 \frac{3}{8}$ berat 25,4 lbs dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu) dari B&Y, App. G hal 355 didapatkan:

- Nominal size = 10 in
- Area of section (A_y) = 7,38 in²
- Depth of beam (h) = 10 in
- Width of flange (b) = 4,6 in
- Axis k_{y-y} = 3 in

Analisa Terhadap Sumbu y - y

Dengan $L/r = 189,18/3 = 63,06$

Karena L/r antara 60 – 200 (Brownell) maka:

$$F_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \frac{(L/r)^2}{18000}} = \frac{18000}{1 + \frac{(63,06)^2}{18000}} = 15.919,0321 \text{ psia}$$

$$F_c \text{ aman} = P/A$$

$$A = \frac{P}{F_c \text{ aman}} = \frac{64.768,10 \text{ lb}}{15.919,0321 \text{ psia}} = 4,3931 < 7,38 \text{ (OK)}$$

Karena A yang dibutuhkan < dari A yang tersedia, maka I beam dengan ukuran $10" \times 4 \frac{5}{8}$ berat 25,4 lbs memenuhi.

Kesimpulan perancangan penyangga (Leg) :

- Ukuran = 12" I ; $10 \times 4 \frac{5}{8}$ in
- Berat = 25,4 lbs
- Peletakan beban dari beban eksentrik

Menentukan Base Plate

Base plate merupakan alas atau telapak dari kolom yang akan dilas dengan 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.

Perhitungan : Luas base plate

$$\text{Rumus : } Abp = \frac{P}{fbp}$$

Keterangan : Abp = luas base plate, in^2

- P = beban dari tiap-tiap plate = beban tiap-tiap kolom = 64.768,10 lb
- fbp = stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity) yang terbuat dari beton = 600 lb/in^2 (Hesse tabel 7 – 7 hal 162)

$$\text{Maka : } Abp = \frac{64.768,10 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} = 107,94 \text{ in}^2$$

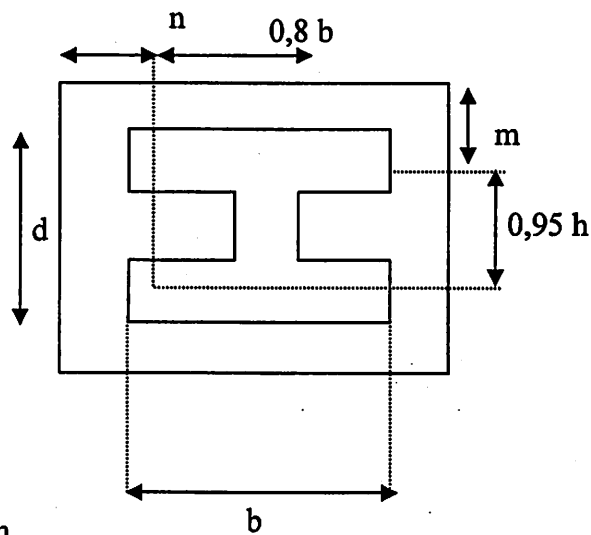
Panjang dan lebar base plate

$$Abp = p \times l$$

Keterangan : p = panjang base plate, $\text{in} = 2 m + 0,95 h$

$$l = \text{lebar base plate} = 2 n + 0,8 b$$

$$Abp = \text{luas plate, } \text{in}^2 = 107,94 \text{ in}^2$$



Asumsi : $m = n$

$$b = 2,66 \text{ in}$$

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

Maka : $Abp = (2m + 0,95h)(2n + 0,8b)$

$$107,94 = (2m + (0,95 \cdot 4))(2m \cdot 2,66)$$

$$0 = 4m^2 + 11,856m - 99,8536$$

Dengan menggunakan rumus a, b, c maka didapatkan:

$$m_1 = 29,835 \text{ in}$$

$$m_2 = -53,54 \text{ in}$$

diambil $m_1 = 29,835 \text{ in}$

- Panjang base plate (p) = $2m + 0,95h = 2 \cdot 29,8 + 0,95 \cdot 4 = 63,4 \approx 63 \text{ IN}$

- Lebar base plat (l) = $2n + 0,8b = 2 \cdot 29,8 + 0,8 + 0,8 \cdot 2,66 = 61,42 \approx 61 \text{ in}$

Dengan dasar harga tersebut yaitu panjang base plate 4 in maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan 4 x 3 in dengan $A = 12 \text{ in}$.

- Peninjauan Terhadap bearing capacity

$$F = P/A$$

Keterangan:

f = bearing capacity, Ib/in^2

P = beban tiap kolom = 64.768,10 Ib

A = luas base plate = 107,94 in^2

Maka:

$$f = 64.768,9 \text{ Ib}/107,94 \text{ in}^2 = 600,001 \approx 600 \text{ Ib/in}^2$$

Peninjauan terhadap m dan n

- Panjang base plate

$$P = 2m + 0,95h$$

$$63 = 2m + (0,95 \times 4)$$

$$m = 29,6 \text{ in}$$

- Lebar base plate

$$l = 2n + 0,8b$$

$$63 = 2n + (90,8 \times 2,66)$$

$$n = 29,4 \text{ in}$$

Karena harga $n < m$ maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m

base plate

Rumus : $t_{bp} = 1,5 \times 10^{-4} \times p \times m^2$ in (hesse pers 7 – 12 hal 163).

Keterangan:

- t_{bp} = tebal base plate, in

- p = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 600 Ib

- m = 29,6 in

Maka : $t_{hp} = [1,5 \times 10^{-4} \times 600 \times (29,6)^2]^{1/2} = 8,82 \text{ in}$

Ukuran Baut

Beban tiap baut

$$P_{\text{baut}} = P/n_{\text{baut}}$$

$$= 64.768 \text{ lb}/4 = 16.192,025 \text{ lb/baut}$$

$$A_{\text{baut}} = P_{\text{baut}}/f_{\text{baut}} \quad f_{\text{baut}} = \text{stress tiap baut max} = 12000 \text{ lb/in}^2$$

$$= 16.192,025 / 12000 = 1,32 \approx 1 \text{ in}$$

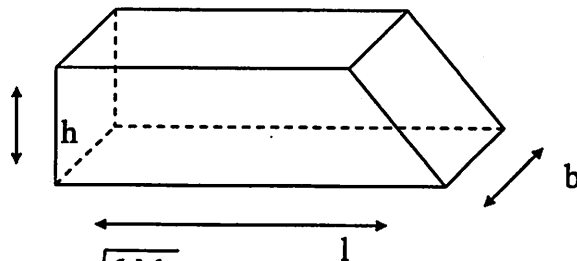
Dari B & Y tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1 in² dengan dimensi:

- Ukuran baut = 1 in
- Bold spacing = 2 ¼ in
- Jarak radial min = 1 3/8 in
- Edge distance = 1 1/16 in
- Nut dimention = 1 5/8 in
- Radius fill max = 7/16 in

Perhitungan lug dan Gusset

Digunakan 2 plate horisontal (Lug) dan 2 plate vertikal (Gusset)

Tabel plate horisontal



$$\text{Rumus : } t_{\text{hp}} = \sqrt{\frac{6 M_o}{f_{\text{all}}}}$$

$$\text{Dimana : } M_o = \frac{\beta^3 \cdot t^2 \cdot p \cdot B \cdot r_o^2}{12(1 - \mu^2) A \cdot b}$$

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3 - 1\mu^2}{r_o^2 \cdot t^2}}$$

(B & Y hal 194 pers 6. 86)

Keterangan:

thp = tebal plate horisontal, in

Mo = bending moment (axial), In in

 f_{all} = stress axial = 12000 Ib/in²

t = tebal shell, in

p = gaya azial, (ΣWn), Ib

B = Jarak dari sumbu tebal shell ke sumbu penyangga, in

R = Jari-jari vessel, in

 μ = poisson ratio = 0,33 (untuk baja)

A = lebar lug (horisontal plate), in

H = tinggi gusset = tinggi lug, in

Mencari β :

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3 - 1(0,33)^2}{(1/2 \times 10,39)^2 (5/8)^2}} = 0,274$$

$$B = \frac{1}{2} \cdot 5/8 + 1 \frac{1}{2} - \frac{1}{2} bI = \frac{1}{2} \cdot 3/16 + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} \cdot 2,66 = 3,1425 \text{ in}$$

$$A = bI + 2db$$

Ditentukan diameter baut = 1" (tabel 10.4 B & Y hal 188)

$$A = 3 + 2(1") = 5 \text{ in}$$

$$h = 5/3 \cdot L = 5/3 (bI + 2db) = 5/3 (2,66 + 2.1) = 7,7667 \text{ in}$$

$$\text{Maka : } Mo = \frac{(0,274)^3 \times (5/8)^2 \times (64.768,10) \times (3,1425) \times (0,5 \times 10,39)^2}{12 \times (1 - 0,33 \times 5 \times 7,7667)}$$

$$= 106,29 \text{ Ib in}$$

Sehingga:

$$thp = [(5 \times 106,29) / 12000]^{1/2} = 0,177 \text{ in} + 1/16 \approx 4/16 \text{ in}$$

Tabel plate vertikal

$$tp = 5/8 \times thp = 5/8 \times 4/16 = 0,011 \text{ in} + 1/16 \approx 2/16 \text{ in}$$

Kemampuan perancangan:

- Lug: - lebar = 5 in
 - tebal = 2/16 in
 - tinggi = 7,7667 in

- Gusset: - lebar = 5 in
 - tebal = 2/16 in
 - tinggi = 7,7667 in

Menghitung Pondasi

- Bentuk : limas terpacung
- Luas atas : 6 x 10ft (a)
- Luas bawah : 8 x 12 ft (b)
- Tinggi : 5 ft
- ρ semen : 140ft³/Ib

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi} &: 1/3 \times t \times [a \times b + (a \times b)^{1/2}] \\ &: 116,2\text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat pondasi (w)} &: v \times 140 \text{ ft}^3/\text{Ib} \\ &: 16.268 \text{ Ib} \end{aligned}$$

$$\text{Beban diterima tanah } P = 16.268 + 235.203,67 = 251.471,67 \text{ Ib}$$

$$\tau = \frac{P}{F} = \frac{251.471,67}{96} = 2619,49 \text{ lb/ft} = 1,17 \text{ ton ft} \approx 1 \text{ ton ft} \leq 1 \text{ ton ft}$$

jadi ukuran memadai.

Perhitungan Sparger

Data perancangan:

Susunan lubang sparger berbentuk segiempat.

Velocity uap : 0,89 ft/detik

Perencanaan ;

$$\text{Rate CO}_2 = 8015 \text{ Ib/jam}$$

$$\rho = 0,007 \text{ Ib/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik (q)} = \frac{8015}{0,007} \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 47.710,7 \text{ ft}^3/\text{jam} = 795,178 \text{ ft}^3/\text{menit} = 13,253 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

1. Luas lubang sparger

$$\text{Luas lubang sparger} = \frac{47.710,7}{0,89 \times 3600}$$

$$= 14,89 \text{ ft}^2 = 0,1034 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas lubang sparger} = \frac{1}{4} \pi d_c^2$$

$$0,1034 \text{ in}^2 = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot d_c^2$$

$$d_c = \sqrt{\frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot d_c^2}$$

2. Menentukan diameter sparger

$$D_{\text{sparger}} = \frac{1}{3} D_{\text{silinder}}$$

$$= \frac{1}{3} \times 124,68 \text{ in} = 41,56 \text{ in}$$

3. Menentukan jumlah lubang

$$W_s = \text{daerah penenang} = 2 \text{ in}$$

$$d_c = \text{diameter lubang sparger} = 0,362 \text{ in}$$

$$\text{Jarak antara 2 lubang } (\gamma) = 0,25 d_c$$

$$= 0,25 \cdot 0,362$$

$$= 0,0905 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah baris lubang} = \frac{D_{\text{sparger}} - 2 W_s}{P_T} + 1$$

$$= \frac{41,56 - (2 \times 2)}{0,4534} + 1 = 83,83$$

maka jumlah baris yang ada adalah 80 buah dengan sisa 3,83 buah

$$3,83 \text{ buah baris} \times 0,4534 = 1,7365$$

maka akan dibagi 0,86825 in ke W_s bagian kanan dan 0,86825 in ke W_s bagian kiri.

Dari gambar yang ada, didapatkan jumlah lubang dalam sparger 5476 buah.

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1. Instrumentasi

Dalam proses industri kimia, instrumentasi mempunyai peranan yang penting dalam pengendalian proses. Bila diinginkan suatu hasil dengan kondisi pula, maka hal ini dapat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Instrumentasi di sini berfungsi sebagai alat ukur yang terdiri dari indikator (penunjuk), pencatat dan alat kontrol (pengendalian). Adapun yang dikontrol meliputi: suhu, tekanan, rate aliran, tinggi cairan dalam suatu tangki dan sebagainya.

Pengendalian peralatan proses bisa dilakukan secara otomatis dan manual. Pengendalian secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia. Secara otomatis, bila pengendalian proses dilakukan oleh alat kontrol yang bisa bekerja dengan sendirinya (otomatis).

Pengendalian proses dilakukan secara otomatis apabila tidak memungkinkan dilakukan secara manual atau biaya otomasi alat kontrol otomatis lebih murah jika dibandingkan dengan tenaga manusia. Disamping itu pengendalian secara otomatis mempunyai keuntungan antara lain:

- Mengurangi jumlah pegawai
- Keselamatan kerja lebih terjamin
- Hasilnya dapat dipertanggungjawabkan
- Ketelitian yang dihasilkan cukup tinggi

Oleh karena itu dalam perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah:

1. Pengatur Suhu

- Temperatur Indikator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung suhu fluida pada suatu aliran tertentu.

- Temperatur Controller (TC)

Fungsi : untuk mengendalikan suhu fluida dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

- Temperatur Recorder Controller (TRC)

Fungsi : mencatat secara kontinu dan mengendalikan suhu pada harga yang telah ditetapkan.

- Temperatur Recorder (TR)

Fungsi : mencatat suhu dari suatu aliran secara kontinu

2. Pengatur Tekanan

- Pressure Indikator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan pada peralatan setiap saat.

- Pressure Recorder (PR)

Fungsi : untuk mencatat tekanan pada peralatan setiap saat

- Pressure Recorder (PRC)

Fungsi : mengendalikan dan mencatat tekanan dalam peralatan secara kontinu

- Pressure Controller (PC)

Fungsi : mengatur tekanan dalam alat proses secara kontinu agar sesuai dengan harga yang diinginkan.

3. Pengatur Aliran

- Flow Recorder (FR)

Fungsi : untuk mencatat laju alir dalam pipa secara kontinu dalam pipa.

- Flow Recorder (FRC)

Fungsi : mencatat dan mengatur laju alir fluida melalui perpipaan.

- Flow Controller (FC)

Fungsi : mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan

4. Pengatur Tinggi Cairan

- Level Indikator (LI)

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung tinggi fluida.

- Level Controller (LC)

Fungsi : mengatur tinggi fluida dalam tangki agar tidak melebihi dari batas tertinggi dan terendah yang ditentukan.

5. Pengatur Berat Solid

- Weight Indikator (WI)

Fungsi : mengatur aliran bahan yang berbentuk solid

Pemilihan alat-alat kontrol untuk Pra Rencana Pabrik Vanellin ini selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan, juga harus mempertimbangkan faktor-faktor berikut:

- Mudah perawatan dan perbaikan bila terjadi kerusakan
- Mudah mendapatkan suku cadangnya bila terjadi kerusakan.
- Mudah mengoperasikannya.
- Harganya realif murah dengan kualitas yang memadai.

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

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

No	Nama Alat	Alat Kontrol
1	Kompresor	PC
2	Heater	TC
3	Reaktor 110	PC, TC
4	Reaktor 120	LC, FC
5	Tangki Ekstraksi	LC, TC
6	Heater Udara	TC
7	Kolom Destilasi	TC, PI
8	Kristalizer	TC, LC
9	Kondensor	TC
10	Reboiler	TC
11	Rotary dryer	TC

7.2 Keselamatan Kerja

Kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi pada seseorang pada hubungan kerja yang disebabkan oleh bahaya yang berkaitan dengan pekerjaan. Kecelakaan ini menimbulkan kerugian bagi karyawan, perusahaan dan masyarakat.

Untuk mencegah terjadinya kecelakaan kerja, maka dilakukan usaha keselamatan kerja yaitu usaha untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Pelaksanaan usaha keselamatan kerja bertujuan menghindari terjadinya kecelakaan kerja dan meningkatkan produktivitas kerja serta keuntungan perusahaan. Agar usaha keselamatan kerja dapat dilaksanakan dengan baik, harus diketahui sebab-sebab kecelakaan kerja, sehingga dapat diambil langkah-langkah preventif menghindari kecelakaan kerja.

Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar. Bahaya-bahaya yang harus diperhatikan termasuk:

- Kecelakaan zat-zat kimia yang mudah terbakar, beracun dan meledak.
- Bahaya-bahaya dari peralatan pabrik dan sebagainya.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah:

a. Lingkungan fisik

Meliputi : mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll)

Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembelian, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar belakang kerja

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

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

c. Sistem manajemen

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur diatas.

Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja, antara lain:

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

Adapun bahaya-bahaya yang dapat terjadi pada Pra Rencana Pabrik Vanillin dari lignin ini dan cara mengatasinya antara lain sebagai berikut:

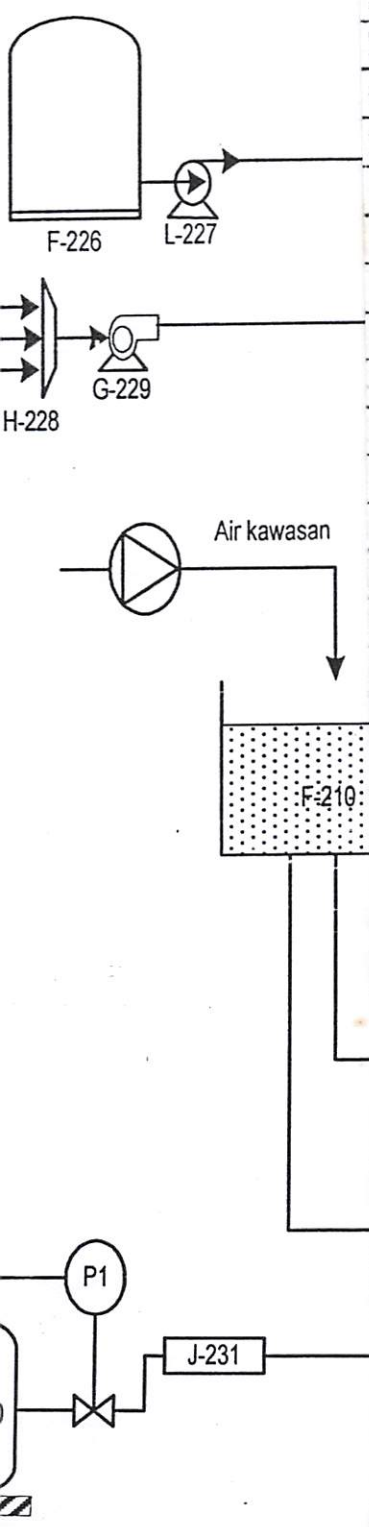
1. Keselamatan konstruksi

- Konstruksi bangunan, alat-alat produksi baik secara langsung maupun tidak langsung harus cukup kuat dan pemakaian bahan konstruksinya harus sesuai.

- Pada tempat-tempat yang berbahaya hendaknya diberi pagar atau peringatan yang jelas.
 - Pengaliran udara serta penerangan harus cukup baik
 - Antara peralatan mesin-mesin dan alat-alat proses harus berjarak cukup jauh.
 - Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa.
2. Bahaya yang disebabkan oleh adanya panas api, kebakaran dan listrik
 - Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
 - Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
 3. Penjelasan-penjelasan akan adanya bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya.
 4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan apabila terjadi bahaya.
 5. Penyediaan alat-alat pencegahan kebakaran baik akibat listrik maupun api.
- Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat perlindungan keselamatan kerja seperti terlihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2 Alat-alat Keselamatan Kerja Pada Pabrik Vanillin

No	Alat pengaman	Yang perlu dilindungi
1	Alat pelindung diri (APD) Masker penyerap uap /mist Helm sepatu pengaman sarung tangan	Petugas yang bekerja pada areal proses
2	Hydrant	Semua ruangan
3	Exhaust	Ruangan proses
4	Alarm kebakaran	Petugas di semua ruangan
5	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
6	Pagar pelindung	Alat transportasi seperti belt conveyor
7	Kotak p3 K	Petugas di semua ruangan
8	Isolasi panas	Petugas yang bekerja di areal proses
9	Alat pemadam kebakaran	Semua ruangan



J-231	Kompresor
F-230	Penampung Gas Cl ₂
G-229	Blower
H-228	Filter Udara
L-227	Pompa Fuel Oil
F-226	Storage Fuel Oil
F-225	Bak Air Pendingin
L-224	Pompa ke air proses
L-223	Pompa ke peralatan
F-222	Cooling Tower
L-221	Pompa ke air sanitasi
F-220	Bak klorinasi
L-219	Pompa ke bak klorinasi
F-218	Boiler
L-217	Pompa ke boiler
D-216	Deaerator
L-215	Pompa ke air deaerator
F-214	Bak air lunak
D-213A	Anion Exchanger
D-213B	Kation Exchanger
L-212	Pompa ke bak air pendingin
L-211	Pompa ke kation exchanger
F-210	Bak penampung air kawasan
KODE	KETERANGAN

JURUSAN TEKNIK KIMIA
AKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
IUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

UNIT PENGOLAHAN AIR
PRA RENCANA PABRIK
VANILLIN SINTESIS DARI LIGNIN



ang oleh	Dosen Pembimbing
FI 03.14.042	Ir. Bambang Susila Hadi

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat diperlukan untuk menunjang jalannya proses dalam suatu industri kimia. Pada pra rencana pabrik Vanillin dari lignin ini utilitas berfungsi melayani kegiatan operasi pabrik seperti:

1. Air yang berfungsi sebagai air pendingin, air proses, air umpan boiler dan air sanitasi serta air untuk pemadam kebakaran.
2. Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
3. Listrik dijalankan untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
4. Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator.

Oleh karena itu pra rencana pabrik vanilin dari lignin ini, dibagi menjadi 4 unit yaitu:

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

8.1 Unit Penyediaan Steam

A. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam digunakan pada heater lignin (E-123), reboiler (E-144), heater udar (E-153) dan reaktor (R-110) sebesar

4073,975kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 30% sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat dari transisi sebesar 10%, sedangkan faktor keamanan 20% sehingga kebutuhan air umpan boiler sebanyak 1847,955 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-} , Cl^- dan SO_3^{2-} . Untuk itu diperlukan treatment lebih sempurna. Dari Perry ed. 6, hal 976 didapat bahwa air umpan boiler tersebut memenuhi syarat sebagai berikut:

- Total padatan = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekurangan = 7 ppm
- Residual fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut, air umpan boiler harus bebas dari:

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3

- Zat-zat yang menyebabkan busa yaitu zat organik, anorganik dan zat tidak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi syarat tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah dahulu, melalui:

- Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
- Daerator, untuk menghilangkan gas-gas larut.

B. Air Proses

Air proses pada pabrik vanilin sintesis dari lignin 2365,5578 kg/jam digunakan pada peralatan yaitu Rotary vacuum filter (H-127), tangki pengolahan CaCO_3 (M-134) dan tangki CaO (M-117).

C. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan di lingkungan pabrik untuk konsumsi cuci, mandi, masak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain.

Syarat yang harus dipenuhi:

1. Syarat Fisik

- Tidak berwarna
- Tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu di bawah suhu udara
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- PH netral

2. Syarat Kimia

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak terlarut dalam air, seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu dan sebagainya.
- Tidak beracun

3. Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang merubah sifat-sifat fisik air.

D. Air Pendingin

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

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

Air pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendinginan seperti cooler (E-126), kondensor (E-143), Kristaliser (B-147) sebesar 60292,321 kg/jam.

8.2 Unit Pengolahan Steam

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

- Tekanan = 225,759 psia
- Temperatur = 392 °F

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

- Kadar zat terlarut tinggi
- Zat padat terlarut
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh umpan boiler:

a. Tidak boleh berbusa

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebebasan yang tinggi.

Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa adalah:

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan dalam boiler
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid
- Solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

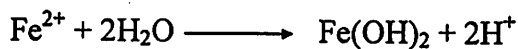
Kerak di dalam boiler disebabkan oleh garam-garam Ca^{2+} , Mg^{2-} , CO_3^{2-} , SiO_2 dan Al_2O_3 .

Kerak yang terbentuk di dinding boiler akan menyebabkan:

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

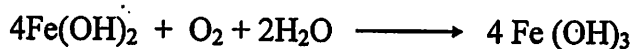
c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

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

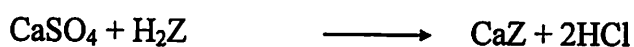
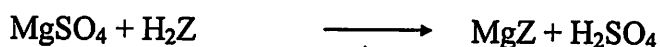
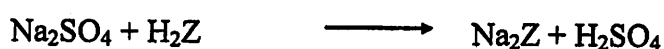
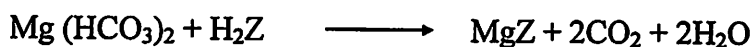
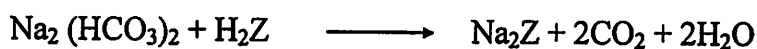


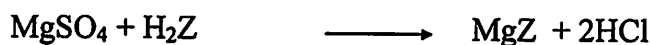
Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air.

Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi menurut reaksi:

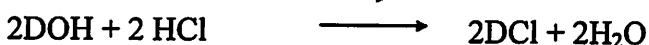
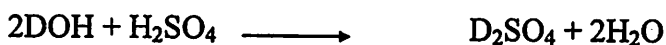


proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion-ion dalam deminilizer (anion dan kation exchanger). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin Zeokarb (hidrogen exchanger). Reaksi yang terjadi:





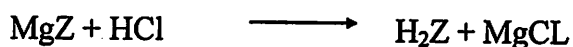
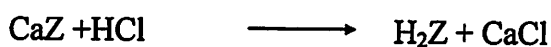
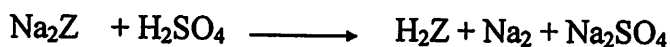
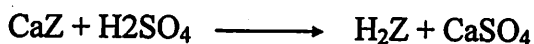
Air yang bersifat asam ini dimasukkan ke dalam anion exchanger untuk menghilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Reson yang digunakan Deacidite (DOH). Reaksi yang terjadi.



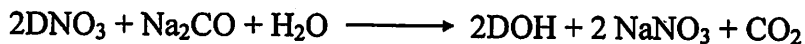
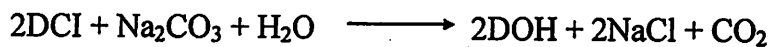
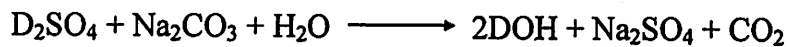
setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion yang mengganggu dan siap digunakan.

Pemakaian resin yang terus-menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler yang dilakukan terus-menerus. Jika terdapat kenaikan kesadahan air umpan boiler, maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi setelah \pm jam).

Regenerasi hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam klorida dengan reaksi sebagai berikut:



Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodium karbonat atau caustic soda dengan reaksi sebagai berikut:



setelah keluar dari demineralizer, air umpan ditampung dalam tangki penampung air umpan boiler. Kemudian dipompakan ke dalam daerator untuk menghilangkan gas-gas impuritis dari air umpan boiler dengan sistim pemanas steam. Keluar dari daerator, air umpan boiler telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

❖ Proses pengolahan air pada unit pengolahan air

Air kawasan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Air kawasan merupakan air bersih yang sudah bebas dari kotoran-kotoran, bau dan warna. Air kawasan ditampung dalam bak air bersih (F-210) untuk diolah dengan fungsinya masing-masing, yaitu:

A. Pengolahan Air Sanitasi

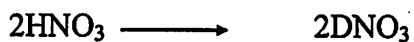
Air dari bak penampung air bersih (F-210) dialirkan dengan pompa (L-213) ke bak klorinasi (F-220) dan ke dalamnya ditambahkan desinfektan. Penambahan desinfektan klorin (Cl_2) sebanyak 1 ppm.

Dari bak klorinasi (F-220) air dialirkan dengan pompa (L-221) untuk digunakan sebagai air sanitasi.

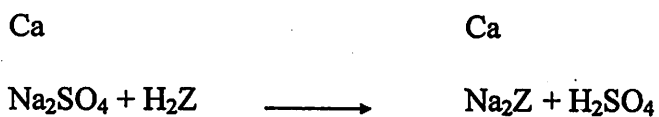
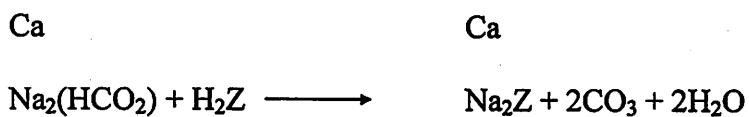
B. Pelunakan Air Umpan Boiler

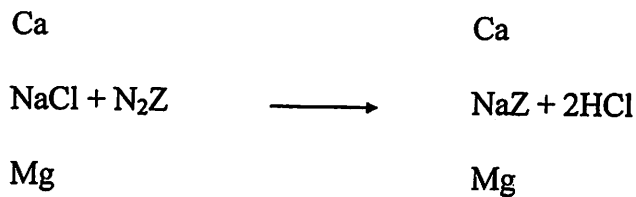
Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari 2 tangki kation exchanger (D-213B) dan tangki anion exchanger (D-213A). Kation exchanger yang digunakan adalah zeliot (hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang digunakan adalah acidite (DOH).

Air dari bak penampung air bersih (F-210) dilarikan dengan pompa (L-211) ke kation exchanger (D-213B) di dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut:



Sebelumnya air dari tangki anion exchanger dimasukkan ke kation exchanger dan terjadi reaksi sebagai berikut:





Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor oleh ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl .

Jadi keluaran dari tangki-tangki demineralizer adalah garam-garam kalsium, natrium dan magnesium terikut masuk ke dalam kation exchanger dalam bentuk CaZ , Na_2Z dan MgZ . Sedangkan H_2SO_4 , HCl dan HNO_3 terikut masuk dalam anion exchanger dalam bentuk D_2SO_4 , DCl dan DNO_3 . Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu.

Keluar dari tangki demineralizer, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-214). Air lunak ini digunakan sebagai umpan boiler. Untuk mengetahui kebutuhan umpan boiler, air lunak dipompa (L-215) ke tangki daerator (D-216) untuk menghilangkan gas-gas impuritis pada air umpan boiler dengan sistim pemanasan steam. Keluar dari daerator (D-216) dan siap diumpankan ke boiler (P-218) dengan pompa (L-217) Steam yang dihasilkan boiler (P-218) didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle ke bak umpan boiler (F-214).

C. Air Pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, air dari bak air bersih (F-210) dialirkan dengan pompa (L-212) ke bak air pendingin (F-225). Dari sini dipompa (L-223) ke peralatan kemudian ke cooling tower (P-22). Dari Cooling tower (P-222) dialirkan kembali ke bak air pendingin.

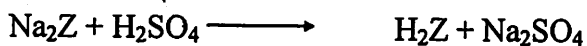
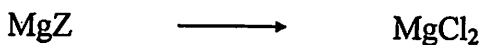
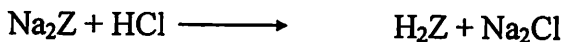
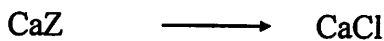
D. Air Proses

Untuk memenuhi kebutuhan air proses, air dari bak (F-210) dipompa dengan pompa (L-224) menuju bak air proses (F-210). Pada bak ini ditambahkan desinfektan (C12) sebelum didistribusikan sebagai air proses.

❖ Proses regenerasi

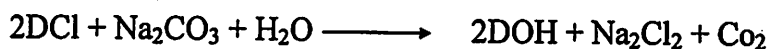
Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang perlu diregenasi. Regenasi hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfit atau asam klorida.

Reaksi yang terjadi:



Regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH

Reaksi yang terjadi:



8.3 Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik vanillin dari lignin ini adalah 199,537 kW, yang meliputi:

- Kebutuhan listrik untuk proses = 159,207 kw
- Kebutuhan untuk penerangan = 40,33 kw

Kebutuhan listrik adalah untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN sedangkan bila ada kematian listrik digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 199,537 kw sebagai back up.

8.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik, yaitu pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

- harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat.

Dari tabel 9.9 dan fig 9-9 Perry ed.6 didapat:

- Flash point = 38°C (100°F)
- Pour point = -6°C (21,2°F)
- Densitas = 0,8 kg/L
- Heating value = 19.000 Btu/lb

8.5 Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh buangan pabrik vanillin adalah berasal dari bahan tak terpakai dalam proses mengandung sejumlah senyawa yang ramah pada lingkungan karena dari bahan organik. Limbah perlu diolah terlebih dahulu atau diencerkan sehingga dapat dijual.

Limbah yang baru berupa gas (mengandung etana) langsung dibuang keatas atau dijual dengan menambah alat penampung.

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PERUSAHAAN

9.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik adalah suatu langkah yang penting dan sangat berpengaruh terhadap kelangsungan hidup suatu pabrik di masa mendatang. Penyelidikan keadaan suatu daerah harus dilakukan sebelum pabrik didirikan sehingga pendirian pabrik dapat dipertanggungjawabkan secara teknis dan ekonomis.

Dalam menentukan lokasi pabrik ada faktor-faktor yang harus diperhatikan, faktor-faktor tersebut dapat menjadi dua golongan besar, yaitu:

1. Faktor utama

- Bahan baku
- Pemasaran
- Tenaga listrik dan bahan bakar
- Air

2. Faktor khusus

- Transportasi
- Tenaga kerja
- Karakteristik lokasi
- Perluasan pabrik

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas dipilih lokasi pabrik di daerah kawasan industri Ngoro, Mojokerto, Jawa Timur. Hal ini didasarkan pertimbangan beberapa faktor. beberapa faktor antara lain:

1. Bahan baku

Bahan baku utama pabrik vanillin adalah dari lignin dan lignin ini diperoleh dari black sulfite liquor limbah pabrik kertas yang ada di sekitar Mojokerto. Limbah pabrik kertas yang ada diharapkan menyuplai kebutuhan bahan baku adalah Leces, Tjiwi Kimia, Surya dan Pabrik kertas di daerah kediri. Bahan baku penunjang seperti nitrobenzen, toluen, Na_2CO_3 , NaOH , HCl mudah didapat karena dekat dengan kawasan industri Surabaya dan Gresik.

2. Pemasaran

Kawasan industri Ngoro dekat dengan Pabrik besar di daerah Surabaya, Pasuruan, Gresik yang memerlukan produk vanillin yang akan digunakan untuk bahan bakunya, seperti metal plating, aktivator, Herbicide. Dll.

3. Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar

Tenaga listrik diperoleh dari PLN dengan cadangan satu se Generator 3 fase

4. Persediaan air

Persediaan air diperoleh dari air kawasan.

5. Fasilitas Transportasi

Akses transportasi darat sangat mudah, sedangkan transportasi laut bila untuk mengeksport pelabuhan terdekat adalah Surabaya, dan Pasuruan

6. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga buruh maupun tenaga ahli mudah diperoleh di daerah industri dan sekitarnya karena merupakan kawasan industri.

7. Karakteristik lokasi

Karakteristik lokasi ini menyangkut iklim serta kondisi sosial masyarakat di Mojokerto memiliki kelayakan. Disamping itu secara hukum Mojokerto adalah daerah industri sehingga pemerintah memberikan izin untuk pendirian suatu pabrik.

8. Perluasan Pabrik

Mojokerto memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena masih mempunyai areal yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan semakin meningkatnya permintaan produk akan menuntut adanya peningkatan kapasitas produk.

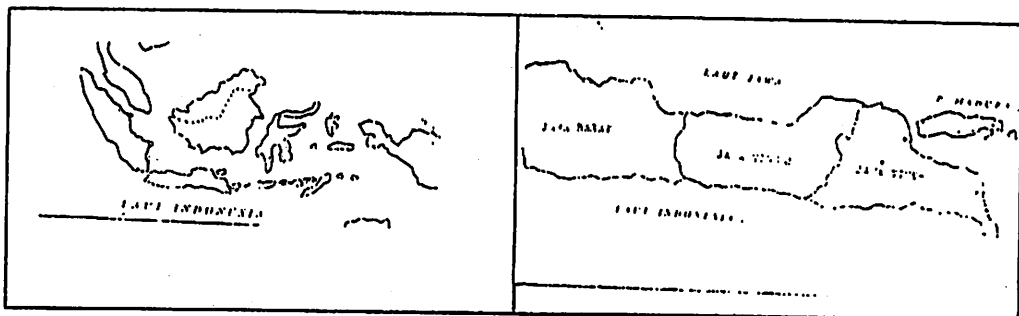
9.2 Tata Letak Pabrik

Setelah proses *flow* diagram tersusun, sebelah design pemipaan, struktural dan listrik dimulai, maka lay out proses pabrik dan peralatan harus direncanakan dahulu. Perencanaan lay out pabrik meliputi, perencanaan storage area, proses area dan handling area.

Pertimbangan yang diperhatikan dalam lay out pabrik adalah:

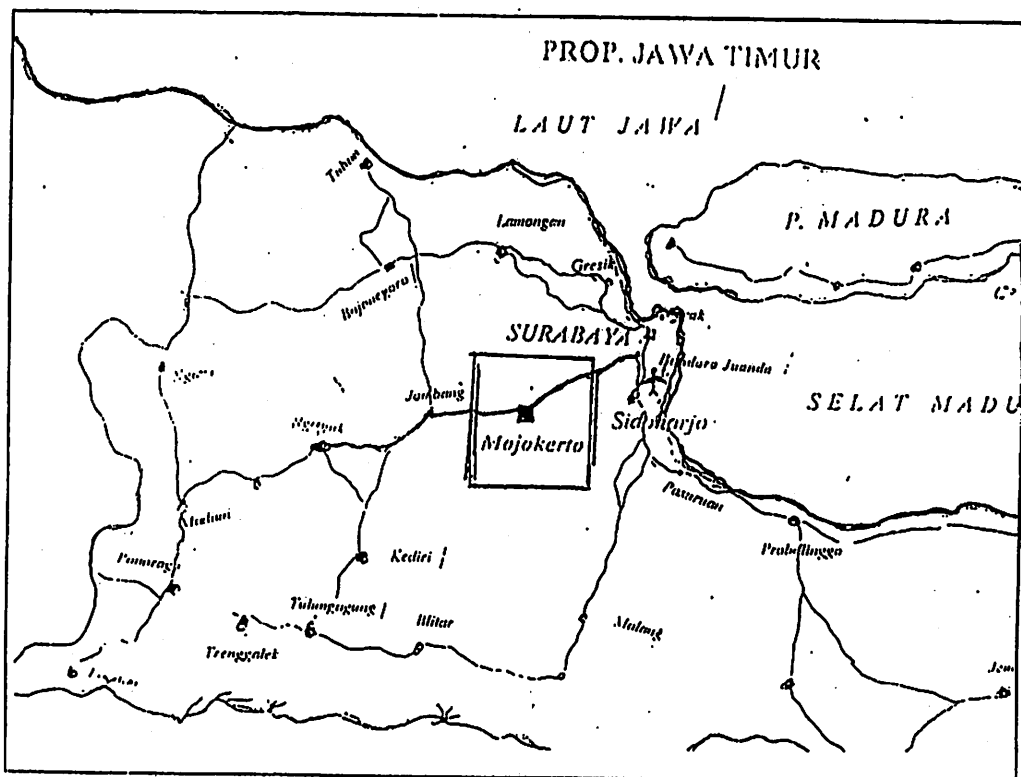
- Tanah yang tersedia
- Tipe dan kualitas produk
- Kemungkinan pengembangan pabrik dimasa mendatang

- Distribusi bahan baku, bahan jadi, air listrik dan lain-lain
- Keadaan cuaca dan lingkungan
- Keamanan terhadap kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
- Pengaturan terhadap penggunaan ruangan dan elevasi.



INDONESIA

P.JAWA



PETA LOKASI PABRIK VANILLIN DARI LIGNIN,
NGORO INDUSTRI, MOJOKERTO

Secara garis besar lay out pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah perkantoran, laboratorium dan ruangan kontrol

- Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran produksi
- Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

2. Daerah proses

Merupakan daerah alat-alat proses ditempatkan dan proses berlangsung.

3. Daerah gudang, kantin, musolah, poliklinik, bengkel dan parkir

4. Daerah perumahan dan perluasan

5. Daerah utilitas

Adapun perincian luas tanah sebagai tempat dibangunnya pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 3.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.

No	Daerah	Luas (ft ²)
1	Pos keamanan	213,33
2	Taman, Halaman, Jalan	60850
3	Perkantoran	2666,67
4	Aula	4000
5	Toilet	240
6	Perpustakaan	80
7	Poliklinik	160
8	Masjid	1000
9	Kantin	500
10	Timbangan	346,67
11	Parkir	1333,33
12	Area bahan baku	5333,33
13	Kantor	1000

No	Daerah	Luas (ft ²)
14	Laboratorium	200
15	Ruang kontrol	360
16	Area gudang produksi	4000
17	Area proses	14000
18	Bengkel	266,67
19	Pemadam kebakaran	200
20	Ruang Generator	500
21	Ruang boiler	500
22	Water treatment	2000
23	Lapangan olah raga	4000
24	Perluasan pabrik	7000
Total		110749,67

9.3. Tata Letak Peralatan

Dalam perancangan lay out peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevansi pipa, untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih. Untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses harus lancar. Hal ini bertujuan menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga membahayakan keselamatan pekerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai, tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi perlu diperhatikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah sehingga apabila terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki.

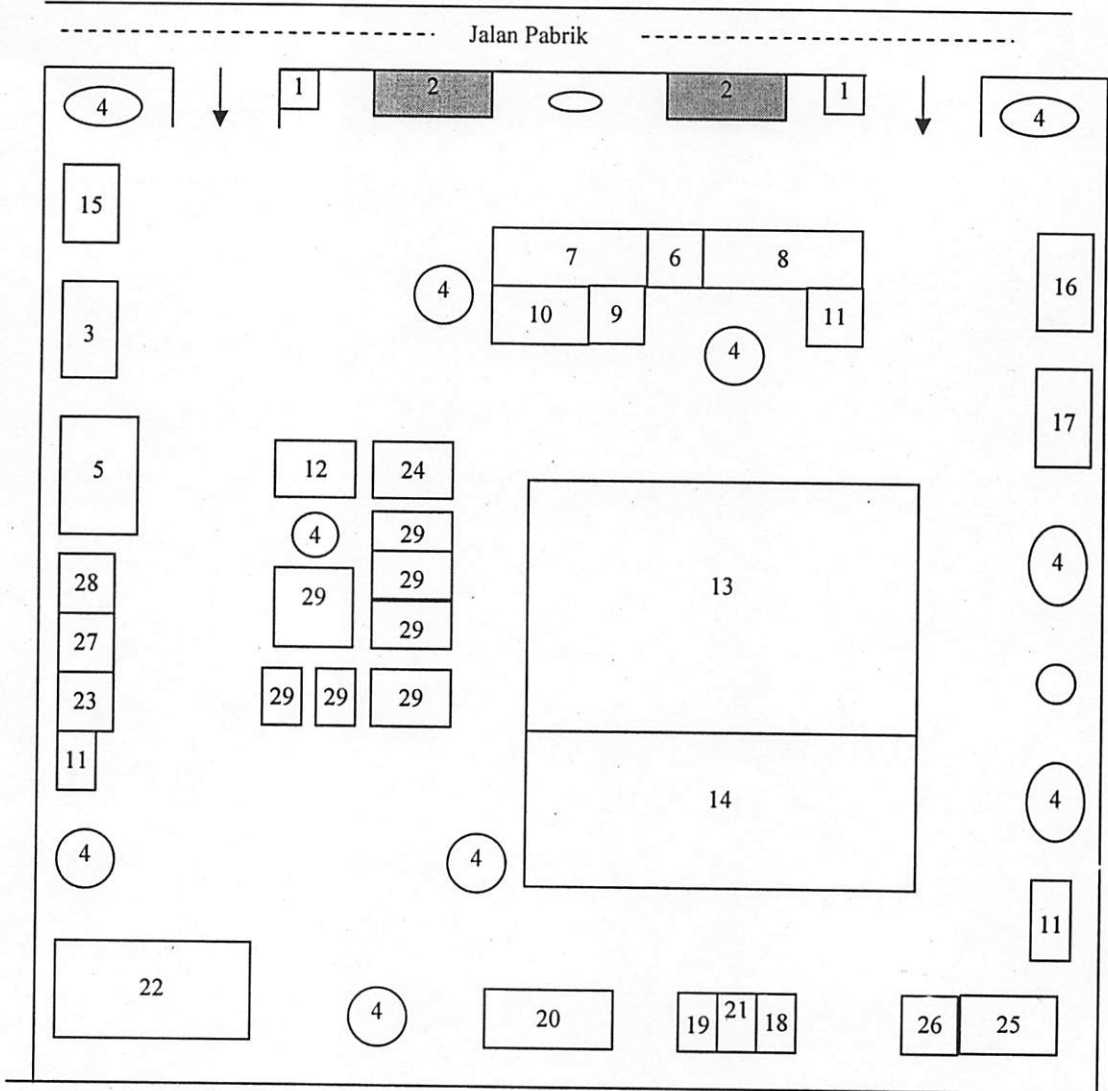
5. Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang memiliki tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

◆ Tata letak alat harus dirancang sedemikian rupa sehingga

- Dapat memperlancar proses produksi.
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah.
- Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- Karyawan mendapat kepuasan kerja. Jika karyawan mendapatkan kepuasan dalam bekerja akan meningkatkannya produktivitas kerja.



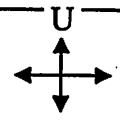
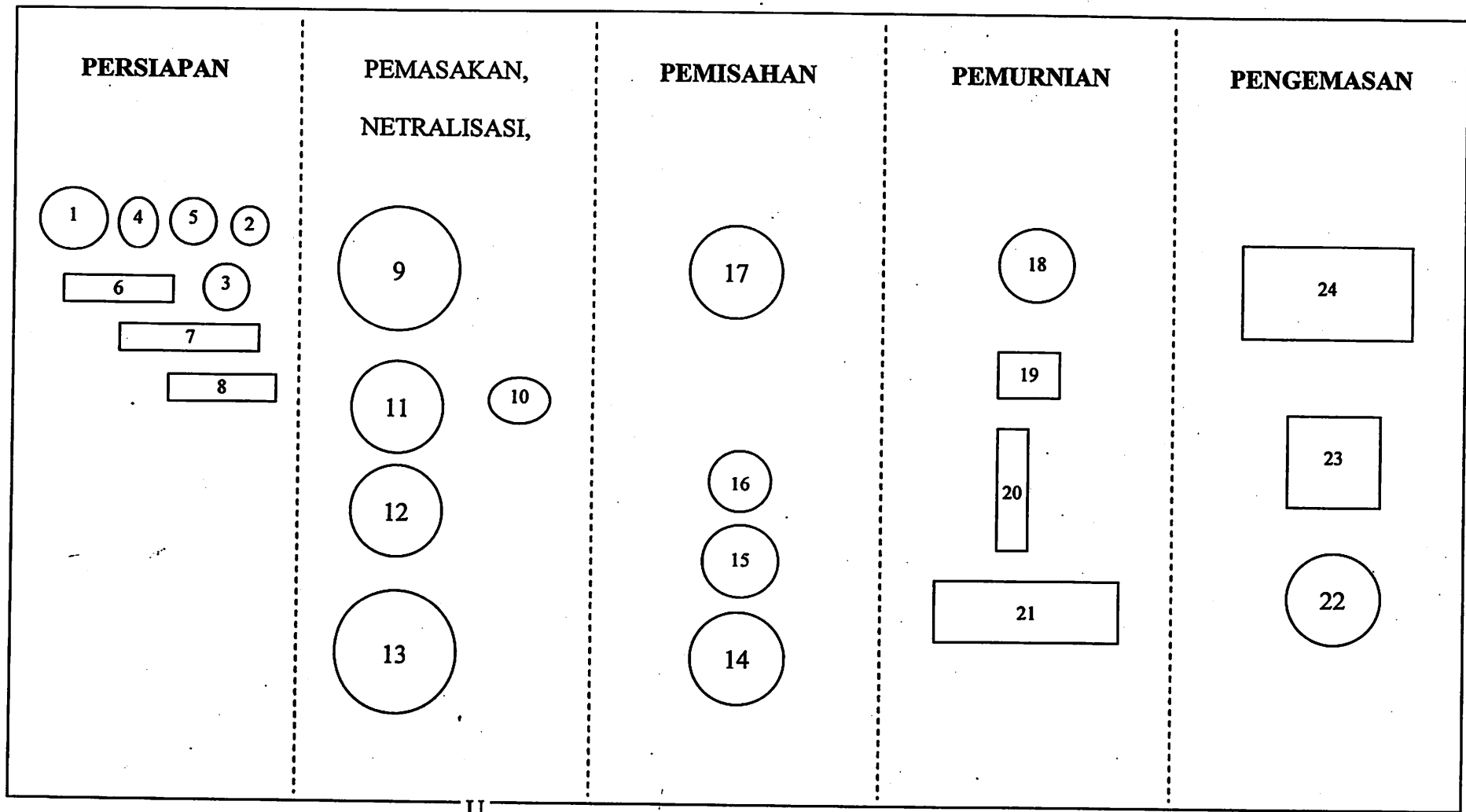
Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik Vanillin Dari Lignin

Keterangan gambar tata letak pabrik:

Keterangan gambar 9.2

1. Pos Satpam
2. Parkir tamu dan Karyawan
3. Parkir truk pengangkut
4. Taman
5. Gudang produk
6. Ruang direktur utama
7. Ruang staf dan personalia
8. Ruang pertemuan/serba guna
9. Perpustakaan
10. Kantin
11. Toilet
12. Pos pemeriksaan dan penerimaan bahan baku
13. Ruang proses
14. Area perluasan pabrik
15. Pos timbangan truk
16. Masjid
17. Lapangan olah raga
18. Ruang genset/listrik
19. Ruang bahan bakar
20. Unit pengolahan air
21. Ruang belajar

22. Areal waste water treatment
23. Poliklinik
24. Ruang istirahat karyawan
25. Bengkel
26. Ruang maintenance
27. Research and development
28. Laboratorium and Quality control
29. Gudang bahan baku



Gambar 9.3. Tata Letak Alat

Keterangan gambar 9.3

1. Storage lignin
2. Storage nitrobenzen
3. Mixer CaO
4. Storage HCl
5. Storage toluen
6. Bucket elevator
7. Bucket elevator
8. Bucket elevator
9. Tangki pemasakan (R-110)
10. Rotary vacuum filter
11. Tangki pengolah CaCO_3 recycle
12. Tangki asidifikasi/netralisasi
13. Tangki ekstraksi
14. Dekanter
15. Dekanter
16. Dekanter
17. Destilasi
18. Kristalizer
19. Centrifuge
20. Screw conveyor
21. Rotary dryer
22. Bin produk
23. Package machine
24. Penampungan sementara produk vanillin.

BAB X

ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Vanillin yang akan didirikan mempunyai bentuk perusahaan perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor berikut:

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya dan karyawan perusahaan.

4. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

5. Lapangan usaha lebih luas

Suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga perusahaan dapat memperluas usahanya.

10.2 Sistem Organisasi Perubahan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang dipergunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan untuk mencapai kenyamanan kerja antara karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang baik, perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

- Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan pedoman pada asas-asas tersebut akan diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu *Sistem Line and Staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada seorang atasan. Untuk mencapai kelancaran produksi, perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staff ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu:

1. Sebagai garis yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya sesuai keahlian yang dimilikinya dengan memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Tugas sehari-hari pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur ini membawahi beberapa Kepala Bagian yang bertanggung jawab atas bagian-bagian perusahaan. Masing-masing Kepala Bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan sesuai bidangnya masing-masing.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing Kepala Regu. Setiap Kepala Regu akan bertanggung jawab kepada Pengawas pada masing-masing seksi.

10.3 Tugas dan Wewenang

Pada struktur organisasi *sistem line and staff* setiap bidang mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sekumpulan orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan pengoperasian perusahaan tersebut, sehingga dapat dikatakan bahwa pemegang saham adalah pemilik perusahaan.

Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan tugas sehari-hari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam hal yang penting

3. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

- a. Melaksanakan Policy perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada masa akhir jabatannya.
- b. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi antara lain:

- a. Bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam bidang Produksi, teknik dan pemasaran.
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum

- a. Bertanggung jawab Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya dengan baik yang berhubungan dengan

teknik maupun administratif. Staf Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang Staff Ahli meliputi:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi

Kepala Bagian Produksi membawahi:

➤ Seksi Proses

Tugas Seksi Proses antara lain:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

➤ Seksi Pengendalian

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

➤ Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- membantu laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi

b. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

➤ Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

➤ Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang

c. Kepala Bagian

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.

Kepala Bagian Teknik Membawahi:

➤ Seksi Pemeliharaan

- Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

➤ Seksi Utilitas

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik.

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

➤ Seksi Administrasi

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan

➤ Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain:

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan.
- Mengadakan perhitungan gaji dan intensif karyawan

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan

Kepala Bagian Umum membawahi:

➤ Seksi personalia

Tugas Seksi Persoalan antara lain:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dengan pekerjaan dan lingkungan supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

➤ Seksi Humas

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

➤ Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

f. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

Research and Development membawahi dari departemen:

- Departemen Penelitian
- Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenang

- Mempertinggi mutu suatu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran suatu produk ke suatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

6. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

10.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Vanillin direncanakan beroperasi 320 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu:

1. Karyawan non shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah Direktur, staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan non shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam Kerja:

- Hari Senin – Jum'at : Jam 08.00 – 16.00
- Hari Sabtu : Jam 08.00 – 12.00

Jam Istirahat:

- Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : Jam 11.00 – 13.00

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik dan bagian gudang. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Shift pagi : Jam 07.00 – 15.00
- Shift siang : Jam 15.00 – 23.00
- Shift malam : Jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

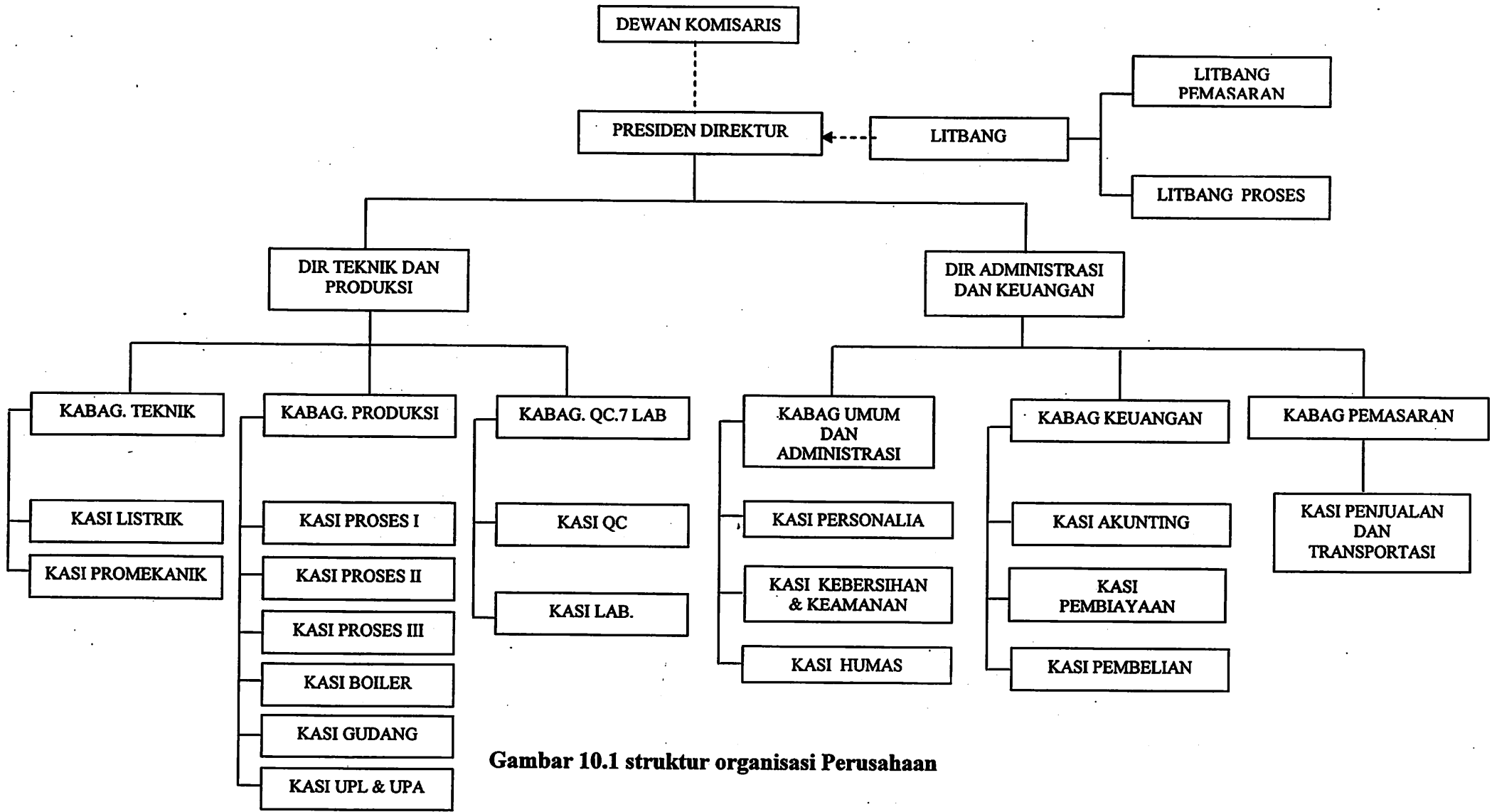
Keterangan: P = Shift pagi

M = Shift malam

S = Shift siang

L = Libur

Kelancaran produksi suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan berpengaruh pada perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan presensi. Presensi ini nantinya dapat digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan.



Gambar 10.1 struktur organisasi Perusahaan

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu diperhitungkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik adalah sebagai berikut:

- Return On Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Event Point (BEP)
- Internal Return of Return (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu diantaranya:

11.1 Faktor-faktor Penentu

11.1.1 Total Capital Investment (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment (FCI)

a. Biaya langsung (Direct Cost), meliputi:

- Pembelian alat
- Instrumentasi
- Perpipaan terpasang

11.1.2 Total Ongkos Produksi

Adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk meliputi:

a. Biaya pembuatan, terdiri dari:

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FC)
- Biaya overhead pabrik

b. Biaya umum (general expenses), terdiri dari:

- Administrasi
- Distribusi dan pemasaran
- Litbang

Adapun ongkos produksi total terbagi menjadi:

a. Ongkos Variabel (VC)

Yaitu segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi:

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Ongkos Semi Variabel (SVC)

Yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, yang meliputi:

- plant over head
- pemeliharaan dan perbaikan

- laboratorium
- operating supplies
- General expenses

c. Ongkos Tetap (FC)

- depresiasi
- asuransi
- pajak
- bunga

11.1.3 Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setia saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomis. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga akan diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik vanilin didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur:

- *Peter & Timmerhaus*
- *G. D. Ulrich*

untuk menaksir harga alat pada tahun 2015 digunakan persamaan berikut:

$$C_x = \frac{I_x}{I_k} \times C_k$$

Harga peralatan untuk pabrik vanilin dapat dilihat pada apendiks E.

- Listrik terpasang
- Isolasi
- Bangunan

- Halaman pabrik
- Fasilitas workshop
- Pemasangan dan instalasi

b. Biaya tak langsung (Indirect Cost)

- Engineering
- Konstruksi

2. Working Capital Investment (WCI)

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi:

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga:

$$TCI = FCI + Wci$$

11.2 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

11.2.1 Modal Tetap

A. Modal Langsung (Total Plant Direct Cost = TPDC)

- | | |
|--------------------------------------|-------------------------|
| 1. Harga peralatan (E) | = Rp. 46.039.334.360,00 |
| 2. Pemasangan dan instalasi (39%E) | = Rp. 17.955.340.400.4 |
| 3. Instrumentasi dan kontrol (13 %E) | = Rp. 5.985.113.466.8 |
| 4. Perpipaian terpasang (31 %E) | = Rp. 14.272.193.651.6 |
| 5. Listrik terpasang (10 %E) | = Rp. 4.603933.436,00 |

6. Bangunan	= Rp. 28.000.000.000,00
7. Perluasan lahan (5 %E)	= Rp. 2.301.966.718,00
8. Fasilitas workshop (20 %E)	= Rp. 9.207.866.872,00
9. Isolasi (8 %E)	= Rp. 3.683.146.748,8
Total TPDC	= Rp. 132.048.895.653,6

B. Modal Tak Langsung (Total Capital Indirect Cost = TPIC)

10. Engineering (20%E)	= Rp. 9.207.866.872,00
11. Konstruksi (16%E)	= Rp. 7.366.293.497,6
Total TPDC	= Rp. 16.574.160.369,6

C. Total Modal (Total Plant Cost = TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{TPDC} + \text{TPIC} \\ &= \text{Rp. } 132.048.892.653,6 + \text{Rp. } 16.574.160.369,6 \\ &= \text{Rp. } 148.623.056.023,2 \end{aligned}$$

D. Modal Tetap (FCI)

12. Biaya Kontraktor (5%TPC)	= Rp. 7.431.152.801,16
13. Biaya tak terduga (5% TPC)	= Rp. 7.431.152.801,16

$$\begin{aligned} \text{Modal Tetap (FCI)} &= \text{TPC} + 12 + 13 \\ &= \text{Rp. } (148.623.056.023,2 + 7.431.152.801,16 + 7.431.152.801,16) \\ &= \text{Rp. } 163.485.361.625,5 \end{aligned}$$

E. Modal Kerja (Working Capital Investment = WCI)

$$\text{Modal Kerja (15%FCI)} = \text{Rp. } 24.522.804.243,83$$

Total capital investment (TCI)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

= Rp. 163.485.361.625.5 + Rp. 24.522.804.243.83

= **Rp. 188.008.165.869,3**

Modal Perusahaan

a. (60% TCI) modal sendiri = Rp. 112.804.899.521.6

b. (40%TCI) modal pinjaman = Rp. 75.203.266.347,72

11.3. Biaya Produksi

Biaya Manufacture

A. Biaya Produksi Langsung (DPC)

1. Bahan baku (per tahun) = Rp. 65.404.930.075,00

2. Gaji karyawan (per tahun) = Rp. 223.350.000,00

3. Biaya utilitas = Rp. 2.063.059.765,1

4. Biaya pengemasan (per tahun) = Rp. 1.90.585.452,00

5. Biaya laboratorium (15% gaji) = Rp. 33.502.500,00

6. Pemeliharaan (10%FCI) = Rp. 1.634.853.616.55

7. Operating suplies (20% no. 6) = Rp. 3.269.707.232,51

Total DPC = **Rp. 74.589.988.641.16**

B. Biaya Produksi Tetap (Fixed Product Cost = FPC)

1. Depresiasi peralatan (10% FCI) = Rp. 16.348.536.160

2. Pajak kekayaan (4% FCI) = Rp. 6.539.414.465,02

3. Asuransi (1% FCI) = Rp. 1.634.853.616,255

4. Bunga pinjaman (10% modal pjn) = Rp. 7.520.326.634,772

Total FPC = **Rp. 32.043.130.870**

C. Biaya Overhead Pabrik

50% (gaji karyawan) = Rp. 111.675.000,00

Total biaya manufacture = Rp. 106.744.794.500

11.3.2 Biaya Umum

A. Biaya administrasi (15% gaji) = Rp. 33.502.500,00

B. Biaya distribusi (20% TPC) = Rp. 2.44.229.193,003

C. Biaya Litbang (5% TPC) = Rp. 611.307.292,505

Total Biaya Umum = Rp. 3.090.038.991,254

Biaya Produksi Total (TPC) = Biaya Umum + Biaya Manufacture

Biaya pembuatan = Rp. 106.744.794.500

Biaya Umum = Rp. 3.090.038.991,254

Biaya Produksi Total = Rp. 109.834.833.500

11.4 Analisa Profitabilitas

Anggapan yang diambil adalah :

a. Modal

60% modal sendiri = Rp. 112.804.899.521,6

40% modal kredit bank = Rp. 75.203.266.347,72

b. Bunga kredit sebesar 20% per tahun**c. Laju inflasi 10% per tahun****d. Umur pabrik 10 tahun****e. Pajak pendapatan**

sesuai dengan undang-undang pajak penghasilan 1984 (UU NO. 7/1983) dan undang-undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU No. 6/1983).

Kapasitas produksi:

Tahun 1 : 60% produksi total

Tahun 2 : 80% produksi total

Tahun 3 : 100% produksi total

Pajak penghasilan 30% per tahun

- 15% untuk Rp. 10.000.000,- pertama
- 25% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 35% untuk laba selanjutnya.

11.4.1 Laba Perusahaan

Laba Perusahaan	= Penjualan (S) – Biaya produksi (TPC)
Penjualan	= Rp. 185.909.747.800,-
Biaya Produksi	= Rp. 109.834.833.500,-
Laba Kotor Perusahaan	= Rp. 185.909.747 – Rp. 109.834.833.500
	= Rp. 54.479.093.014,44
Pajak Penghasilan	= 40% laba kotor
Maka laba bersih	= 60% x Rp. 76.074.914.300,-
	= Rp. 45.644.948.580,-

11.4.2 ROI (Return On Investment)

$$\begin{aligned}
 ROI_{BT} &= \frac{\text{laba kotor}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{76.074.914.300}{163.485.361,5} \times 100\% \\
 &= 46,53 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ROI_{AT} &= \frac{\text{laba bersih}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{45.644.948.580}{163.485.361.625,5} \times 100\% \\
 &= 27,91\%
 \end{aligned}$$

11.4.3 POT (Pay Of Time)

$$\begin{aligned}
 \text{Cash flow} &= \text{laba bersih} + \text{depresiasi} \\
 &= \text{Rp.}45.644.948.850 + \text{Rp.} 16.348.536.160 \\
 &= \text{Rp.} 61.993.484.740
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 POT &= \frac{\text{Modal}}{\text{Ca}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{163.485.361.625,5}{61.993.484.740} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2,63 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

11.4.4 BEP (Break Even Point)

Break Even Point atau titik impas adalah kapasitas produksi pabrik yang menjadikan harga cash flow = 0, artinya besar biaya = besar pendapatan.

Dengan menggunakan nilai dari biaya tetap (FC), biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan harga penjualan (S), maka nilai BEP dapat dicari dengan rumus:

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - 0,7VC - VC} \times 100\%$$

Dengan data sebagai berikut:

1. Biaya tetap (FC) = Rp. 32.043.130.870

2. Biaya variabel (VC)

- Bahan baku (per tahun)	= Rp. 65.404.930.075
- Utilitas	= Rp. 2.063.059.765,1
- Pengemasan	= Rp. 1.960.585.452
Total VC	= Rp.69.428.575.290,-
3. Biaya Semi Variabel (SVC)	
- Biaya Umum	= Rp. 3.090.038.991,254
- Biaya laboratorium	= Rp. 33.502.500,00
- Operating suplies	= Rp.3.269.707.232,51
- Biaya Over head pabrik	= Rp. 111.675.000,00
- Gaji karyawan	= Rp. 223.350.000,00
- Pemeliharaan	= Rp.1.634.853.616,55
Total SVC	= Rp. 8.586.447.339,-
4. Hasil Penjualan (S)	= Rp.185.909.747.800,-

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{32.043.130.870 + (0,3 \times 8.586.477.339)}{185.900.747.800 - (0,7 \times 8.586.477.339) - 69.428.575.290} \times 100\% \\
 &= 32,34\%
 \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk pabrik kimia antara (30 – 60)%

Jadi BEP untuk pra rencana pabrik Vanillin dari lignin ini memenuhi.

5. NPV (Net Present Value)

a. Menghitung CaO (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned}
 \text{CA}_{-2} &= 65\% \times \text{FCI} \times (1 + 0,2)^2 \\
 &= 65\% \times 163.485.361.625 \times (1 + 0,2)^2 \\
 &= \text{Rp. } 1,530222984 \cdot 10^{11}
 \end{aligned}$$

$$CA_{-1} = 35\% \times FCI \times (1 + 0,2)^3$$

$$= \text{Rp. } 6,866385187. 10^{10}$$

$$C_{ao} = -(CA_{-2} - CA_{-1})$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = CA \times Fd$$

$$Fd = \text{faktor diskon} = \frac{1}{(1+i)^n}$$

I = tingkat bunga bank

N = tahun ke-n

Ca = Cas flow setelah pajak

Tabel 11.1 Cash Flow selama 10 tahun

Tahun	Ca	FD	pv
0	-22168615030	1	-22168615030
1	61993484740	0.833333	51661237283
2	61993484740	0.694444	43051031069
3	61993484740	0.578704	35875859225
4	61993484740	0.482253	29896549354
5	61993484740	0.401878	24913791128
6	61993484740	0.334898	20761492607
7	61993484740	0.579082	17301243839
8	61993484740	0.232568	14417703199
9	61993484740	0.193807	12014752666
10	61993484740	0.161506	10012293888
			2.37737E+11

Karena harga NPV positif, maka pabrik vanillin dari lignin layak didirikan dengan kondisi bunga pinjaman sebesar 20%

6. IRR (Internal Rate of Return)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

i_1 = besar bunga pinjaman ke-1 yang ditrial = 20%

i_2 = besar bunga pinjaman ke-2 yang ditrial = 25%

Tabel 11.2 Cash Flow untuk IRR

Tahun	Ca	FD	pv	FD 25%	pv
0	-22168615030	1	-22168615030	1	-22168615030
1	61993484740	0.833333	51661237283	0.8	49594787792
2	61993484740	0.694444	43051031069	0.64	39675830234
3	61993484740	0.578704	35875859225	0.512	31740664187
4	61993484740	0.482253	29896549354	0.4096	25392531350
5	61993484740	0.401878	24913791128	0.32768	20314028080
6	61993484740	0.334898	20761492607	0.262144	16251220064
7	61993484740	0.579082	17301243839	0.209715	13000976051
8	61993484740	0.232568	14417703199	0.167772	10400780841
9	61993484740	0.193807	12014752666	0.134218	8320624673
10	61993484740	0.161506	10012293888	0.107374	6656499738
			2.37737E+11		1.99179E+11

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

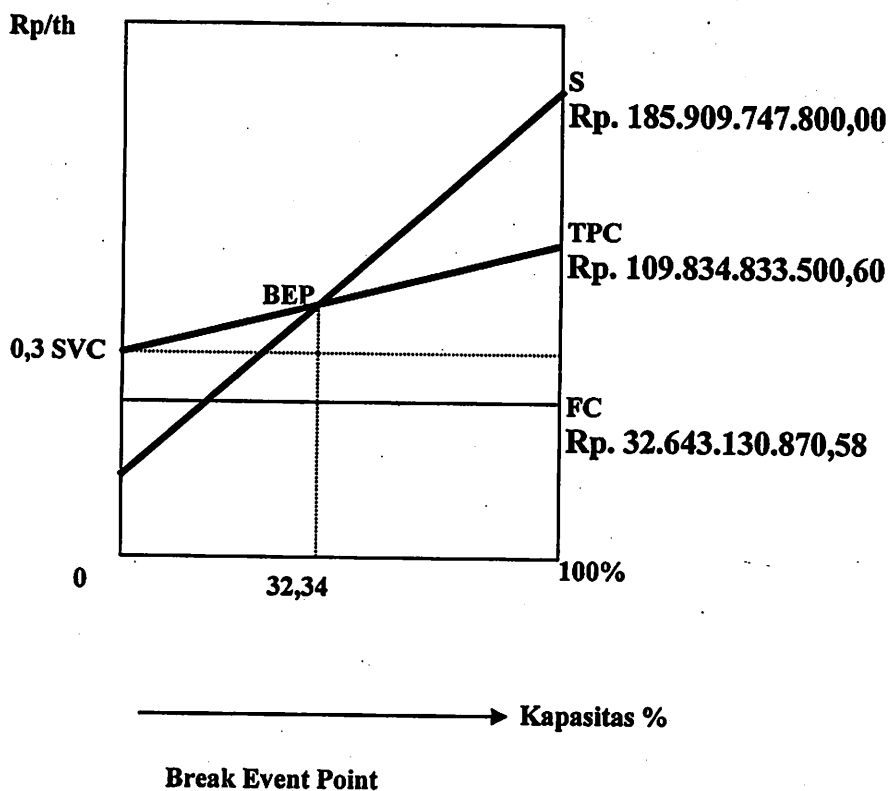
$$= 20 + \frac{2,3773740^{11}}{2,37737 \cdot 10^{11} + 1,9917910^{11}} \times (25 - 20)$$

$$= 22,72\%$$

Karena nilai IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman bank yang ditetapkan maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan tingkat bunga pinjaman pertahun 20%.

Maka syarat-syarat pabrik layak didirikan adalah:

1. Nilai Internal Rate of Return (IRR) harus lebih besar dari nilai bunga bank.
2. Nilai Net Present Value (NPV) harus positif
3. Nilai Return of Investment (ROI) harus lebih besar dari nilai bunga bank
4. Nilai Break Event Point (BEP) berkisar antara 30-60%



BAB XII

KESIMPULAN

Pra rencana pabrik vanillin sintetis dari lignin ini diharapkan akan mencapai hasil produksi yang semaksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dari produksi tersebut akan dapat memenuhi kebutuhan kristal vanillin dalam negeri, sehingga jumlah impor kristal vanillin untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dapat diminimalkan.

Jika hal tersebut sudah dicapai maka langkah selanjutnya adalah peningkatan kapasitas produksi kristal vanillin untuk menembus pasar dunia, sehingga dapat menambah devisa negara dari nilai ekspornya.

Dari hasil analisa, Pra Rencana Pabrik Vanillin sintetis cukup menguntungkan dan layak untuk didirikan. Kesimpulan ini diambil dengan memperhatikan beberapa aspek sebagai berikut:

12.1 Dari Segi Teknik

Bila ditinjau dari segi teknik, proses pembuatan vanillin sintetis dari lignin ini adalah baik. Disamping proses yang tidak terlalu rumit, juga mempunyai kadar produk dan kemurnian yang tinggi dengan impuritas yang rendah.

12.2 Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena:

- Menciptakan lapangan pekerjaan
- Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik.

12.3 Dari Segi Lokasi Pabrik

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Persediaan air yang memadai
- Tenaga kerja yang cukup tersedia dan murah
- Tersedia sarana transportasi yang memadai, baik untuk pengangkutan bahan baku maupun produk kristal vanillin.

12.4 Dari Segi Pemasaran

- Pemakaian kristal vanillin jenis technical grade ini sangat diperlukan dalam berbagai bidang industri, seperti untuk campuran pembunuh semak (herbicide), aktivator, metal plating dll.
- Pendirian pabrik ini juga ikut menunjang program pemerintah dalam usaha pelestarian lingkungan dimana pabrik vanillin ini mengolah limbah pabrik kertas menjadi suatu produk yang bernilai tinggi.

12.5 Dari Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan baik untuk rencana jangka panjang maupun pendek. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap pra rencana pabrik vanillin sintesis, maka diperoleh data sebagai berikut:

- | | |
|-----------------------------------|-------------------------|
| 1. Total capital investment (TCI) | = Rp. 188.008.165.869,3 |
| 2. Fixed Capital investment (FCI) | = RP. 163.485.361.625 |
| 3. Work Capital Investment (WCI) | = Rp. 24.522.804.243 |
| 4. Total Production Cost (TPC) | = RP. 148.623.056.023,2 |

5. Penjualan dan laba:

- Total penjualan = Rp. 185.909.747.800
- Laba sebelum pajak = Rp. 54.479.093.014
- Laba sesudah pajak = Rp. 45.644.948.580

6. Pay out time (POT) = 2,63 tahun

7. Return of investment (ROI)

- $ROI_{BT} = 46,53 \%$
- $ROI_{AT} = 27,91 \%$

8. Break event point (BEP) = 32,34 %

9. Internal rate of return (IRR) = 22,72 %

Syarat-syarat pabrik untuk layak didirikan terpenuhi:

1. Nilai internal rate of return (IRR) positif
2. Nilai net present Value (NPV) positif
3. Nilai Return of investment (ROI) lebih besar dari nilai bunga bank
4. Nilai break event point (BEP) berkisar antara 30-60%

DAFTAR PUSTAKA

Bergeyk.K, "*Teknologi Proses*, Jilid I, Bhratara Karya Aksara, Jakarta, Indonesia, 1981.

"*Biro Pusat Statistik*", Surabaya.

Brownell E. Lloyd. "*Equipment Design*", John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.

Brown. G.G. "*Unit Operation*", Charles E. Tuttle Co, Tokyo, Japan, 1961.

Coulson and Richardson's, "*Chemical Engmeering*", Volume 6, Pergamon Press, Oxford, England, 1993.

Garret E. Donald, "*Chemical Engineering Economic*", Van Nostrand Reinhold, New York, USA, 1989.

Geankoplis, Christie, "*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall Inc, New Delhi, India, 1993.

Handojo, Lienda, "*Teknologi Kimia*", Volume 2, PT. Pradnya Paramita, Jakarta, Indonesia, 1995.

Hesse, H.C. and Rushton, J.H., "*Process Equipment Design*", D. Van Nostrand Company, New Jersey, 1981.

Hougen, A. Olaf and Watson, K.M, "*Chemical Process Principles*", Allyn and Bacon Inc., New York, 1954.

Kern D.Q, "*Process Heat Transfer*"^{2nd} Edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1988.

Kirk R.F and Othmer D.F, "*Encyclopedya of Chemical Tachnologi*", John Willey and Son's Inc, New York, USA.

Lukman Syamsuddin, "*Manajemen Keuangan Perusahaan*", PT. Raja Grafindo Persada, Jakarta, 1994.

Ludwig E.E., "*Design for Chemical and Petrochemical Plant*", Gulf Publishing Company, Houston, 1964.

McCabe Werren, Smith Julian, Harriot Peter, "*Operasi Teknik Kimia*", Jilid I, PT Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.

Perry, Robert H, "*Perry's Chemical Engineering Handbook*" 7th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

Peter S. and Timmerhause, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineer*", 4th Edition, McGraw Hill, Singapore, 1991.

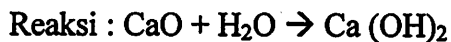
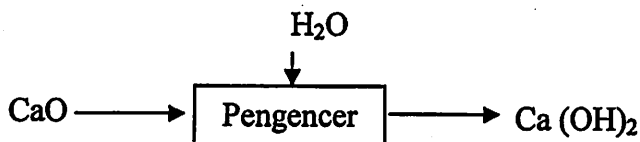
Ulrich D. Gael, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Willey and Son's Inc, New York, USA, 1984.

Vilbrant and Dryden, "*Chemical Engineering Plant Design*" 4th Edition, McGraw Hill Inc, New York, USA. 1959.

APENDIK A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 10.000 ton per tahun
 Jam Kerja : 320 jam/tahun
 Jam Kerja : 3 shift (24 jam)
 Jenis Operasi : Sistem semi-kontinue
 Satuan : kg/jam

1. Neraca masa pada pengencer CaO (M-117)



Ca (OH)₂ yang masuk reaktor = 28084,34 kg/jam

40% Ca (OH)₂ = 0,4 x 28084,34 = 11.233,73

Sehingga mol Ca (OH)₂ = 11.233,73 kg/jam : 74 (BM Ca (OH)₂) = 151,8071 kmol/jam

CaO yang dibutuhkan = 151,8071 kmol/jam x 56 = 8501,20 kg/jam

H₂O yang dibutuhkan = 151,8071 kmol/jam x 18 = 2732,52 kg/jam

Masuk		Keluar	
CaO	: 8501,20	Ca (OH) ₂	masuk ke reaktor
H ₂ O	: 2732,52		
Jumlah total	= 11233,73	Jumlah total	= 11233,73