

**PRA RANCANGAN  
PABRIK SODIUM STYRENE SULFONAT  
DARI 2-BROMO ETHYL BENZENE  
KAPASITAS 10.000 TON/ TAHUN**

*Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia*



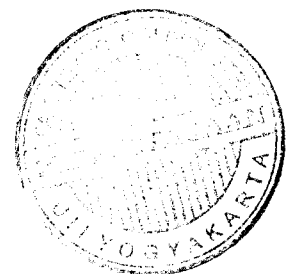
Disusun Oleh :

NURUL SUSANTI (03 521 126)

DIANA AKMALA K. (03 521 129)

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
JOGJAKARTA**

**2007**



## HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING

### PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM STYRENE SULFONAT DARI 2-BROMO ETHYL BENZENE KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

#### TUGAS AKHIR

Disusun oleh :

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalak. 03 521 129

Telah disahkan dan disetujui dosen pembimbing pada :

Hari : Senin

Tanggal : 24 September 2007

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir



**Arif Hidayat.ST..MT**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM STYRENE SULFONAT**  
**DARI 2-BROMO ETHYL BENZENE**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Disusun Oleh:

Nurul Susanti                      03 521 126

Diana Akmalak.                      03 521 129

Telah dipertahankan di depan sidang pengujian sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Jogjakarta, 24 September 2007

Tim Penguji,

1. Arif Hidayat, ST., MT.

*(Arif Hidayat)*

2. Dra. Hj. Kamariah, MS

*(Dra. Hj. Kamariah)*

3. Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.

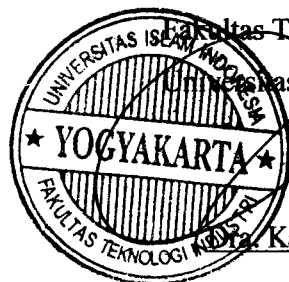
*(Ir. Pratikno Hidayat)*

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra. Kamariah, MS.

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

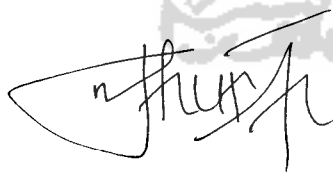
Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nurul Susanti	03 521 126
Diana AkmalaK.	03 521 129

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Jogjakarta, September 2007



Nurul Susanti



Diana Akmala K.



## KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Sodium Styrene Sulfonat dari 2-Bromo Ethyl Benzene dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun" ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesainya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak Arif Hidayat, ST., MT, selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

4. Ibu Dra. Hj. Kamariah, MS dan Bapak Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc. selaku dosen penguji yang dengan kesabaran dan kebijaksanaan telah menambah wawasan kami.
5. Bapak, Ibu dan kakak-kakak Q tercinta..Terimakasih atas semua dukungan dan doa kalian.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Semua pihak yang telah membantu hingga terselesaikannya laporan ini.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini.

Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan bagi yang memerlukannya.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Jogjakarta, September 2007

Penyusun

# Albaito

*Katakanlah Muhammad SAW sekiranya samudra menjadi tinta untuk mencatat kalimat Tuhanku, pasti samudra akan kering sebelum habis kalimat Tuhanku dicatat, sekalipun kita datangkan sebanyak itu lagi*  
(QS. Al Kahfi: 100)

*Allah pasti akan mengangkat derajat orang yang beriman dan berpengetahuan di antaramu beberapa tingkat lebih tinggi*  
(QS. Al Mujadilah: 11)

*Pelajarilah ilmu dan ajarkan pada manusia, dalam mencari ilmu bukanlah suatu aib jika kita gagal dalam suatu usaha tapi yang merupakan aib adalah jika kita tidak berusaha dari kegagalan itu*  
(Ali bin Abi Thalib)

*Sungguh bersama kesukaran pasti ada kemudahan*  
(QS. Al Insyirah: 5)

*Dua hal yang mengantarkan kita di kebenaran, satu untuk memunculkannya dan satunya lagi untuk memahaminya*

*Janganlah bangga hanya karena dunia mengenalmu, tetapi berbahagialah karena kau mengenal dunia*

## PERSEMBAHAN

*Kupersembahkan karya ini kepada :*

**Allah SWT Rabb Semesta Alam**

*" Sungguh shalatku, ibadahku, hidupku, dan matiku hanya untuk Allah Tuhan Semesta Alam" (Q.S. Al An'aam:162)*

**Alm. Ayahanda dan ibunda tercinta**

*Ayah yang disurga..., maaf ya Ananda belum sempat membalas semua apa yang telah Ayah berikan kepada Ananda. Tapi yakinlah bahwa Anak- Anak Ayah ini akan membahagiakan Ibu dan tidak akan membuat Ayah kecewa.*

*Bunda tercinta.....Terima kasih atas doa serta restunya, kasih sayang dan cintanya, pengorbanan dan perhatiannya, kepercayaan dan segala dukungannya, kesabaran dalam membimbing Ananda. Meskipun Ayah sudah meninggalkan kita, yakinlah masih ada kita yang selalu menjaga dan menyayangi Bunda.....*

**Kakak - kakak ku (Mas Radite & Mas Rony), nenekku**

*Makasih ya atas support dan doanya selama ini, adek dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Adek janji akan membuat bangga dan tidak mengecewakan*

*Sebuah karya yang dapat kupersembahkan bagi orang-orang yang kucintai, semoga menjadi kenangan yang abadi.....*

*NURUL THANKS TO :*

- ✚ Allah SWT, terima kasih atas segala nikmat yang telah Engkau limpahkan kepada Hamba-Mu ini.
- ✚ Alm.Ayahanda dan ibunda tersayang, yang telah memberikan semangat, biaya, dan doanya tanpa kalian Ananda tidak bisa seperti ini. Ananda ingin selalu membahagiakan kalian.
- ✚ Kakak-kakakku (Mas Radite & Mas Rony), nenekku, mba' Arie atas kasih sayang, dukungan serta doanya selama ini.
- ✚ Bapak Arif Hidayat ST, MT.: Makasih ya Pak,....., telah memberikan ilmu dan waktunya untuk membimbing dengan penuh kesabaran. Hanya Allah SWT yang dapat membalas apa yang telah Bapak berikan.
- ✚ Mas Cahyo, makasih atas support dan doanya, yang menemani adek disaat suka maupun duka, thanks ya hari-hari indahny... ^-^
- ✚ Ranika & Andin, makasih ya telah menjadi bagian dari soulmate ku...Tanpa kalian aku hanyalah manusia biasa (Loh...! Radja bgt hehehe.....
- ✚ Partnerku Diana, Akhirnya lulus juga, ST nich...Thanks ya for everything
- ✚ Temen-temen KKN, Rina makasih ya atas support & doanya, Retno, Mas Erlan & Mas Jaya kapan nyusul ??? Makasih ya guys atas kenangannya yang tak terlupakan.....

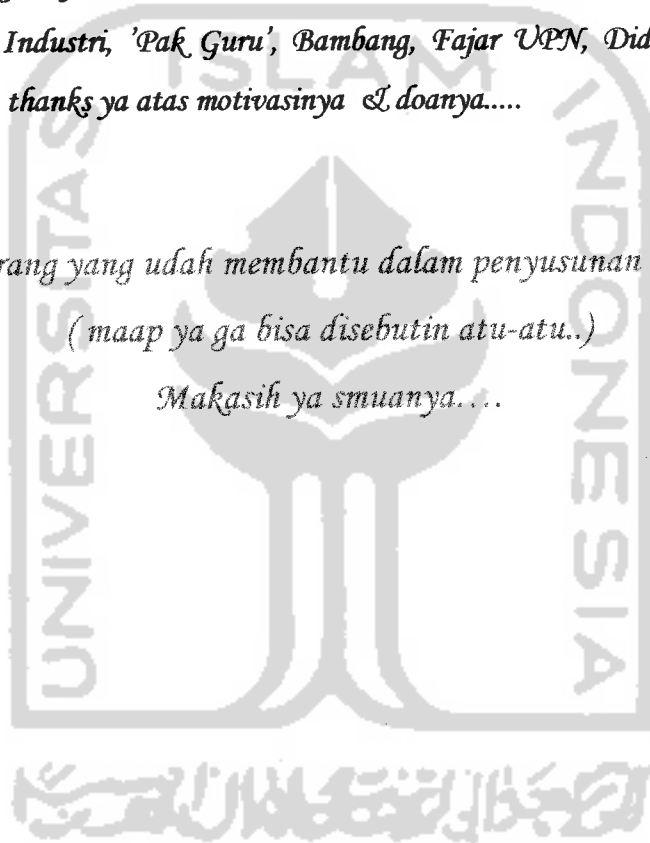
*makasih bgt atas doanya...Maaf ya jika Nurul bandel & sering bikin repot hehehe.....*

- ✚ *Temen-temen Tekim'03, Silvi, Eriza, Mita, Sulis, Astri, Vi2, Anggun, Sari, Indri, Mz Dede, Mz Dika, Mz Danang...Chayoooooooo.....*
- ✚ *Temen-temenku De Yaya, Sumi, Rini, makasih atas perhatian & dukungannya selama ini*
- ✚ *Ludi Industri, 'Pak Guru', Bambang, Fajar UPN, Didink, Wahyox, Indra, thanks ya atas motivasinya & doanya.....*

*Semua orang yang udah membantu dalam penyusunan TA ini..*

*(maap ya ga bisa disebutin atu-atu..)*

*Makasih ya smuanya....*



## PERSEMBAHAN

Tugas Akhir ini din2 persembahkan untuk orang-orang yang telah memberiku segalanya sehingga membuatku bisa menjadi seperti sekarang ini.

Ayahanda q tercinta, Drs Markum Azhadie

Ibunda q tercinta, Dra Zachriyatie Rumsyam, MA

Atas segala doa, perhatian, kasih sayang, kepercayaan, motivasi dan fasilitasnya. Mohon maaf din2 belum bisa memberikan yang terbaik, tapi din2 akan berusaha untuk menjadi anak yang baik dan bisa dibanggakan orang tua.

Kakak-kakak q tercinta

*Davis Ahmed Zulfikar, SE*

*Dicky Syaifullah Elhakim, SE*

*Nyimas Zainur Yulianti, SE*

Atas segala perhatian, doa, dukungan, serta bantuanya.

Seluruh Keluarga Besar q di Jogjakarta tercinta

Semua Sahabat q

Yang slalu q sayang dan q rindukan  
Thanks kalian telah menemani q dalam suka dan duka

DIN2 THANKS TO :

Allah SWT, terimakasih atas segala nikmat, petunjuk dan hidayah-Mu pada hamba-Mu ini

Rasullullah SAW beserta sahabatnya yang telah mengantarkan seluruh umat manusia pada dunia nyata yang penuh rahmat dan kedamaian kasih sayang sehingga kita mampu menikmati kemerdekaan yang selama ini kita rasakan.

Bapak Arif Hidayat ST, MT.:

Makasih ya Pak....., telah memberikan ilmu dan waktunya untuk membimbing dengan penuh kesabaran. Hanya Allah SWT yang dapat membalas apa yang telah Bapak berikan.

Ayahanda dan Ibunda Q tercinta

Makasih pak,bu...selalu mendukung, melindungi dan menjaga q.. Maaf ya kalau selama ngerjain TA din2 jarang pulang... kan biar bapak n ibu kangen ma din2...he3.



Din2 akan berusaha menjadi anak yang bisa  
dibanggakan...

I Love U...

Kayak-kakak Q Tcayank

Mas Davis n mb' Yuli, makasih ya slalu  
memberi Q semangat n slalu ngirimin aq  
barang2 kesukaan q \("o")/ ...Smoga segera  
mendapatkan momongan... jadi kan din2 bisa  
gangguin keponakan bukan mb' Yuli  
lagi...hehehe...

Mas Dicky, kayak q yang paling usil...tapi  
aq tau kok mas sayang banget ma din2..  
Makasih ya mas slalu mendukung dan  
menasehati adek u yang cantik ini  
hehehe..

Smoga mas bisa kerja di jawa lagi apalagi  
di jogja..so qt2 dapat kumpul lagi  
(amien)

SMANGAT !!!

Partner TA q ( Nurul Susanti alias nek  
Nulul)

Thanks ya prend atas kesabaran mu  
menghadapi q yang kadang rewel ini...  
Thanks juga atas kerja sama qt sampe qt  
bisa selesein TA ini... maaf ya prend  
kalo selama ini aq ada salah ma kamu.. n  
smoga kamu bisa Langgeng n bahagia sama  
mas " C" amin...jangan lupain aq loh..tak  
tunggu undangannya, oc!!

Nenek2 Q cayank

Nek Sari, thanks ya atas semua saran n  
nasehat u...jangan pernah bosan mendengarkan  
curhat q ya nek... akhirnya qt bisa lulus  
bareng Box!!!

Nek Andin, thanks atas perhatianmu n  
tingkah laku mu yang slalu buat aq  
ketawa..aq ga akan lupa ma suara khas mu  
itu...

Nek ulul, u ga usah banyak2 dsebutin kan  
udah ada di atas...he3

Thanks for all, aq sayang kalian nenek2 Q  
cayank...

Anak2 T-Kim '03

Anggun, sari, astri, arum, dina, sopi,  
diana sexy, sita, dian, silvi, melda,  
indri, wulan, herman, mahfud dll ( sorry  
ga muat neh) makasih ya kalian selalu  
mendukung  
dan menemani q..

Anak2 KKN unit 99 ankg 33

Basir, Ulfa, Febri, Urdik, Hany Hukum,  
Hany Sipil kapan qt2 kumpul lagi..makan2  
lagi box...

K'Opalt thanks ya..kamu pernah menemani  
dan mengisi hari2 indah q, mas yudi  
thanks atas doa dan dukunganmu, mb Lusi  
thanks mbak atas nasehat n masukan2  
nya..aq kangen mb'...Thanks Guys..

Anak2 " Rahma "

Mb ika, mb reni, rina (tmn kos dari sem 1  
box..thanks yo rin km dah bantuin aq ampe  
angkut2 CPU segala), sari, dewi, renita,  
ika, nawal, mb westi, kiri-kanan atas  
depan kamar q..tahnks ya guys

Semua orang yang udah membantu dalam  
penyusunan TA ini...  
( maaf ya ga bisa disebutin atu-atu..ga  
cukup ne..)  
Makasih ya smuanya...



## DAFTAR ISI

<b>Halaman Judul .....</b>	<b>i</b>
<b>Halaman Pengesahan Pembimbing .....</b>	<b>ii</b>
<b>Halaman Pengesahan Penguji.....</b>	<b>iii</b>
<b>Halaman Pernyataan.....</b>	<b>iv</b>
<b>Kata Pengantar.....</b>	<b>v</b>
<b>Motto .....</b>	<b>vii</b>
<b>Halaman Persembahan .....</b>	<b>viii</b>
<b>Daftar Isi .....</b>	<b>xv</b>
<b>Daftar Tabel .....</b>	<b>xix</b>
<b>Daftar Gambar .....</b>	<b>xx</b>
<b>Abstract.....</b>	<b>xxi</b>
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	2
1.2 Kapasitas Perancangan .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka .....	4
<b>BAB II. PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Produk .....	9
2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....	10
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	12
2.4 Spesifikasi Hasil Samping .....	13
2.5 Pengendalian Produksi .....	14
2.5.1 Pengendalian Kualitas .....	16
2.5.2 Pengendalain Kuantitas .....	18
<b>BAB III. PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1 Uraian Proses .....	19
3.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku .....	21
3.3.2 Tahap Sintesis (Reaksi) .....	22
3.3.3 Tahap Pemurnian Produk .....	23

3.2 Spesifikasi Alat Proses.....	24
3.3 Perencanaan Produksi .....	54
3.3.1 Kapasitas Perancangan .....	54
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses .....	55

#### **BAB IV. PERANCANGAN PABRIK**

4.1 Lokasi Pabrik .....	60
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik .....	60
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik .....	62
4.2 Tata Letak Pabrik .....	63
4.3 Tata Letak Peralatan .....	68
4.4 Alir Proses dan Material .....	73
4.4.1 Perhitungan Neraca Massa.....	73
4.4.2 Perhitungan Neraca Panas .....	77
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	79
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	80
4.5.2 Unit Pembangkit Steam .....	87
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik .....	88
4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	91
4.5.5 Unit Pengolahan Limbah .....	92
4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas .....	94
4.6 Laboratorium .....	116
4.6.1 Seksi Jaminan Mutu .....	117
4.6.2 Seksi Pengendali Mutu .....	119
4.6.3 Seksi Bidang Penelitian .....	121
4.7 Kesehatan dan Keselamatan Kerja .....	122
4.8 Organisasi Perusahaan .....	123
4.8.1 Bentuk Organisasi .....	123
4.8.2 Struktur Organisasi .....	125
4.8.3 Tugas dan Wewenang .....	130
4.8.3.1 Pemegang Saham .....	130
4.8.3.2 Dewan Komisaris .....	130

4.8.3.3 Dewan Direksi .....	131
4.8.3.4 Staff Ahli .....	132
4.8.3.5 Kepala Bagian .....	132
4.8.3.6 Kepala Seksi .....	135
4.8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji .....	140
4.8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	141
4.8.5.1 Jadwal Non Shift .....	141
4.8.5.2 Jadwal Shift .....	141
4.8.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji .....	142
4.8.6.1 Penggolongan Jabatan .....	142
4.8.6.2 Perincian Jumlah Karyawan .....	143
4.8.6.3 Sistem Gaji Pegawai .....	144
4.8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	145
4.8.8 Manajemen Produksi .....	147
4.9 Analisa Ekonomi .....	148
4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan .....	149
4.9.2 Dasar Perhitungan .....	151
4.9.3 Perhitungan Biaya .....	151
4.9.3.1 <i>Capital Investment</i> .....	151
4.9.3.2 <i>Manufacturing Cost</i> .....	152
4.9.3.3 <i>General Expense</i> .....	152
4.9.4 Analisa Kelayakan .....	152
4.9.4.1 <i>Percent Return Of Investment (ROI)</i> .....	153
4.9.4.2 <i>Pay Out Time (POT)</i> .....	153
4.9.4.3 <i>Discounted Cash Flow Of Return (DCFR)</i> .....	153
4.9.4.4 <i>Break Even Point (BEP)</i> .....	153
4.9.4.5 <i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	154
4.9.5 Hasil Perhitungan .....	154
4.9.5.1 Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i> .....	154
4.9.5.2 Biaya Produksi Total ( <i>Total Production Cost</i> ) .....	156
4.9.5.3 Keuntungan ( <i>profit</i> ) .....	158

4.9.5.4 Analisa Kelayakan .....	158
<b>BAB V. KESIMPULAN .....</b>	<b>161</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	
<b>LAMPIRAN</b>	



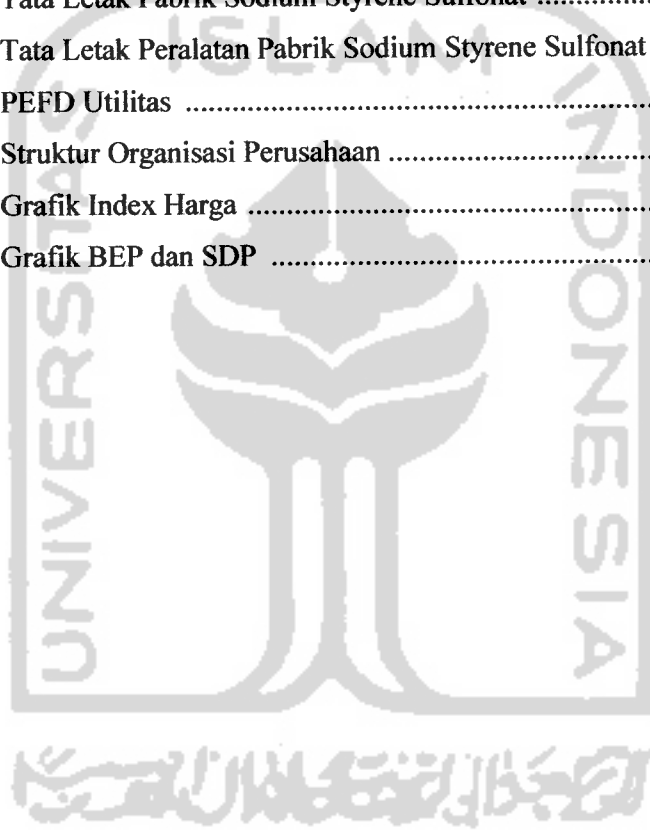


## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Perkembangan Konsumsi Sodium Styrene Sulfonat di Indonesia...	3
Tabel 4.1.	Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik .....	66
Tabel 4.2.	Neraca Massa Reaktor-01 .....	73
Tabel 4.3.	Neraca Massa Reaktor-02 .....	74
Tabel 4.4.	Neraca Massa Dekanter .....	74
Tabel 4.5.	Neraca Massa Reaktor-03 .....	75
Tabel 4.6.	Neraca Massa Reaktor-04 .....	76
Tabel 4.7.	Neraca Massa Evaporator .....	76
Tabel 4.8.	Neraca Massa Thickener .....	77
Tabel 4.9.	Neraca Panas Reaktor-01 .....	77
Tabel 4.10.	Neraca Panas Reaktor-02 .....	78
Tabel 4.11.	Neraca Panas Decanter .....	78
Tabel 4.12.	Neraca Panas Reaktor-3 .....	78
Tabel 4.13.	Neraca Panas Reaktor-04 .....	78
Tabel 4.14.	Neraca Panas Evaporator .....	79
Tabel 4.15.	Neraca Panas Thickener .....	79
Tabel 4.16.	Kebutuhan Air Pendingin .....	86
Tabel 4.17.	Kebutuhan Steam .....	88
Tabel 4.18.	Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	89
Tabel 4.19.	Kebutuhan Listrik Utilitas .....	90
Tabel 4.20.	Penggolongan Jabatan .....	142
Tabel 4.21.	Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian .....	143
Tabel 4.22.	Perincian Golongan dan Gaji .....	145
Table 4.23.	Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun .....	149
Tabel 4.24.	<i>Fixed Capital Investment</i> .....	154
Tabel 4.25.	<i>Working Capital</i> .....	155
Tabel 4.26.	<i>Manufacturing Cost</i> .....	156
Tabel 4.27.	<i>General Expense</i> .....	157
Tabel 5.1.	Hasil Evaluasi Ekonomi .....	161

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Hubungan Antara Kebutuhan Sodium Styrene Sulfonat dan Tahun.....	3
Gambar 3.1..	Diagram Alir Kualitatif .....	58
Gambar 3.2..	Diagram Alir Kuantitatif .....	59
Gambar 4.1.	Tata Letak Pabrik Sodium Styrene Sulfonat .....	67
Gambar 4.2.	Tata Letak Peralatan Pabrik Sodium Styrene Sulfonat .....	72
Gambar 4.3.	PEFD Utilitas .....	93
Gambar 4.4.	Struktur Organisasi Perusahaan .....	129
Gambar 4.5.	Grafik Index Harga .....	150
Gambar 4.6.	Grafik BEP dan SDP .....	160



## ABSTRACT

*Preliminary design of sodium styrene sulfonat with capacity 10.000 ton/year is plant to be built in Cilegon Banten, in the area of land 12.625 m<sup>2</sup>. This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 130 employees.*

*Raw material neededs is C<sub>3</sub>H<sub>3</sub>Br 1,3681 ton/hour, SO<sub>3</sub> 1,1454 ton/hour and NaOH 0,47952 ton/hour. The production process will be operated at temperature 50 and 75°C, at pressure about of 1,2 and 1 atm using Continuous Stirred Tank Reaktor (CSTR) with yield 90 % . The utiliy consist of 38.169,8447 kg/hour of cooling water; 1479,1667 kg/hour of housing water;886,6557 kg/hour of steam;15,3102 Lt/hour of Industrial Diesel Oil (IDO); 15,3102 Lt/hour of fuel oil while the power of electricity of about 296,3415 Kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.*

*An economic analysis shows thats this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp 57.181.749.309,93; working capital of about Rp 9.459.788.044,85. The profit before tax is Rp 33.097.384.636,68, while the profit after tax is Rp. 15.886.744.625.61. Percentage of return of investement (ROI) before tax is 39,5457 % while after tax is 18,9819 %Pay out time (POT) before tax is 2,0183 years while after tax is 3,4504 years. The value of break evek point (BEP) for about 51,73 % and shut down point (SDP) of about27,09 %. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Amyl Acetate with capacity 10.000 ton/years visible to be built.*



## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Krisis ekonomi dan politik yang terjadi di Indonesia telah memperburuk tata dunia baru perekonomian. Indonesia berupaya memperkuat basis politik dan ekonomi agar dapat memenangkan persaingan atau setidaknya bertahan hidup, mempertahankan tingkat pertumbuhan pada batas yang wajar, mengatasi krisis, mereduksi pesimistis sampai batas tertentu dan menangani semua permasalahan sampai batas maksimal kemampuan bangsa Indonesia.

Kekuatan ekonomi Indonesia akan meningkat jika mampu menghasilkan sendiri sebagian besar barang-barang kebutuhan utama, termasuk didalamnya produk-produk industri. Pendirian pabrik Sodium Styrene Sulfonat perlu dipertimbangkan karena banyak digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Sodium styrene sulfonat dalam penggunaannya harus dipolimerisasikan terlebih dahulu, misal sebagai bahan pembuat shampo, pelarut detergen, bahan pelunak air, resin penukar ion, bahan penolong dalam produksi polyester fiber serta bahan penolong untuk meningkatkan kualitas warna untuk acrylic.

Di Indonesia salah satu pabrik yang memproduksi Sodium Styrene Sulfonat adalah PT.Eternal Buana Chemical Industries, Tangerang dengan

kapasitas 5000 ton/tahun. Untuk mencukupi kebutuhan selain dari pabrik dalam negeri sodium styrene sulfonat juga diimpor dari luar negeri seperti Korea dan Jepang. Oleh karena kebutuhan dan kegunaan yang luas itulah maka pendirian pabrik ini dipandang sangat perlu. Selain untuk menunjang kegiatan-kegiatan industri, pendirian pabrik ini juga akan menghemat devisa negara yang selama ini digunakan untuk mengimpor sodium styrene sulfonat.

## **1.2. Kapasitas Perancangan**

Pada pemilihan kapasitas perancangan pabrik sodium styrene sulfonat ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan antara lain:

### **1.2.1. Proyeksi Kebutuhan Sodium Styrene Sulfonat di Indonesia Pada Masa Mendatang.**

Prediksi konsumsi sodium styrene sulfonat di Indonesia selalu mengalami kenaikan yang berarti. Hal ini berhubungan erat dengan perkembangan sektor industri, penggunaan sodium styrene sulfonat baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu. Kapasitas perancangan ditetapkan sebesar 10.000 ton/tahun, dengan pertimbangan sebagian untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian sebagai komoditi ekspor karena konsumsi dunia masih cukup besar dan selalu mengalami kenaikan.

### **1.2.2. Kapasitas Minimal Pabrik Yang Pernah Didirikan**

Konsumsi Sodium Styrene Sulfonat di Indonesia sendiri ada kecenderungan meningkat. Sebagai gambaran bahwa konsumsi sodium styrene sulfonat meningkat, terlihat dari supply-nya yang berasal dari produksi

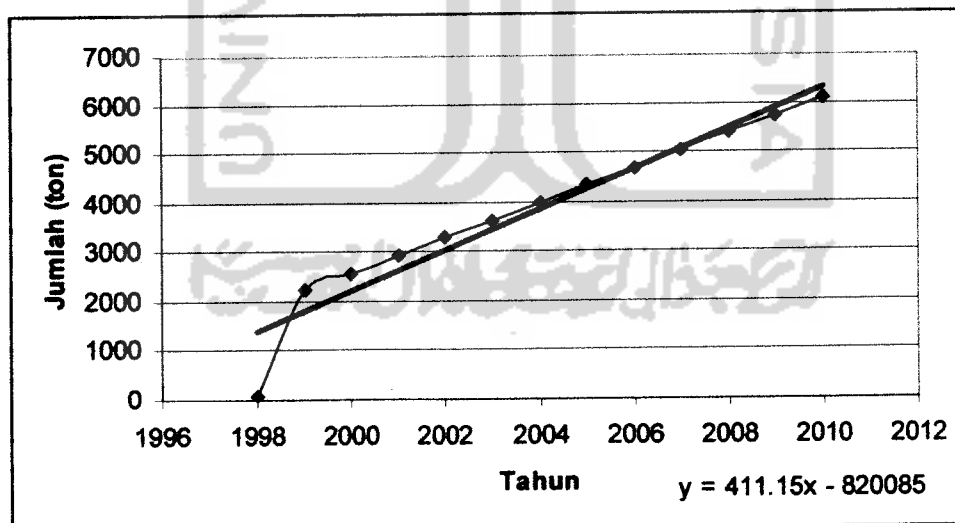


dalam negeri ditambah dengan impor dan dikurangi oleh ekspor. Atas dasar bahwa pada tahun tertentu seluruhnya dikonsumsi pada tahun itu juga, maka diperkirakan laju pertumbuhan konsumsi sodium styrene sulfonat di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada tabel 1.1 dan gambar 1.1.

Tabel 1.1. Perkembangan konsumsi sodium styrene sulfonat di Indonesia

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
1998	86
1999	2231,32
2000	2583,38
2001	2935,06
2002	3287,12
2003	3639,18
2004	3991,24

Sumber: BPS, 2004



Gambar 1.1. Grafik Perkiraan Kebutuhan Sodium Styrene Sulfonat



Kebutuhan sodium styrene sulfonat di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat seiring dengan membaiknya perekonomian nasional. Dari data-data diatas ditetapkan perancangan pabrik sebesar 10.000 ton/tahun yang akan didirikan tahun 2010.

### 1.3. Tinjauan Pustaka

Pembuatan sodium styrene sulfonat dari  $\beta$ -haloethylaryl diproduksi melalui 2 tahap proses. Tahap 1 adalah proses sulfonasi, tahap 2 adalah proses dehidrogenasi,

Proses sulfonasi terjadi antara *Vinyl Aromatic* dengan rumus kimia  $\text{CH}_2=\text{CH}-\text{Ar}-\text{SO}_3\text{M}$ , dimana Ar mewakili senyawa aromatis yang memiliki 6-8 ikatan atom karbon dan M mewakili H atau logam alkali yang ekuivalen. Proses sulfonasi terjadi dengan mereaksikan Sulfur Trioksida dengan  $\beta$ -haloethylaryl yang menghasilkan  $\beta$ -haloethylaryl sulfonic acid dan senyawa alkali yang akan didehidrogenasi sehingga menghasilkan senyawa *Vinylaryl Sulfonic Acid* (Kirk&Othmer, 1967)

Beberapa kekurangan dari proses ini antara lain :

1. Produk samping berupa *sulfone* yang terbentuk relatif banyak, dan produk samping ini tidak berharga sehingga harus dihilangkan.
2. Produk samping *Vinylaryl Sulfonoc Acid Anhydride* yang terbentuk relatif banyak sekitar 10 %-30 % berat dari berat basis  $\beta$ -haloethylaryl.

3. Metode sulfonasi secara konvensional berakibat pada adanya  $\beta$ -*haloethylaryl* tidak habis bereaksi.
4. Polimerisasi yang terjadi pada proses dehidrogenasi menurunkan yield produk.

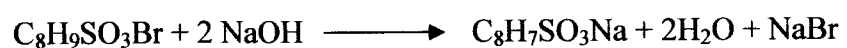
Dengan metode yang digunakan selama ini yield yang terjadi sebesar 55 % dari Sulfonated *Vinyl Aromatic Sulfonic Acid* berdasarkan reaktan  $\beta$ -*haloethylaryl*.

Hasil penemuan terbaru sekarang ini dapat mengatasi kekurangan-kekurangan yang terjadi dari proses ini serta meningkatkan yield mencapai diatas 85 %. Metode yang digunakan antara lain :

1. Mereaksikan secara bersamaan antara Sulfur Trioksida dan  $\beta$ -*haloethylaryl* dalam suatu larutan dengan pelarut inert Polychlorinated Aliphatic Hydrocarbon.



2. Mendingkan produk hasil reaksi sulfonasi selama kurang lebih 4 jam sehingga tercapai reaksi sulfonasi yang sempurna.
3. Menambahkan larutan Caustic untuk membentuk *Sulfonate Salt* untuk menetralkan asam yang berlebihan dan menetralkan senyawa hidrogen halida pada proses dehidrogenasi.





4. Menghilangkan senyawa-senyawa yang tidak larut pada larutan.
5. Melakukan pemanasan setelah proses dehidrogenasi selesai untuk mencegah terjadinya polimerisasi.

$\beta$ -haloethylaryl disulfonasi pada kisaran suhu  $-20-80\text{ }^{\circ}\text{C}$  dengan jumlah perbandingan molar ekuivalensi 1 –2 dari sulfur trioksida, apabila di bawah 1 maka reaksi cenderung tidak sempurna, tetapi apabila diatas 2 maka proses menjadi tidak ekonomis. Dalam proses sulfonasi  $\beta$ -haloethylaryl berwujud larutan dengan konsentrasi 5%-30% dalam pelarut Polychlorinated Aliphatic Hydrocarbon.

Sulfur trioksida dalam proses sulfonasi tidak hanya mensulfonasi  $\beta$ -haloethylaryl tapi juga mengakibatkan terjadinya reaksi samping. Reaksi samping ini biasanya terjadi pada suhu diatas  $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ , karena alasan tersebut di atas maka dalam proses ini reaksi sulfonasi biasanya dilakukan pada pada kisaran suhu antara  $-10\text{ }^{\circ}\text{C}-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ , tapi apabila semua variabel reaksi berjalan dengan baik maka reaksi sulfonasi bisa mencapai suhu  $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ , dengan sulfur trioksida yang digunakan berbentuk cairan.

Larutan *Caustic (NaOH)* dengan konsentarsi 50 % ditambahkan untuk menyempurnakan produk yang diinginkan, untuk membentuk *Sulfonate*, menetralkan asam berlebih dan menetralkan hidrogen halida pada proses dehidrogenasi

Proses dehidrogenasi berlangsung pada kisaran suhu 50 °C-100 °C, selama 2-4 jam. Selama proses dehidrogenasi dimasukkan udara atau oksigen untuk meminimalisasi polimerisasi. (Sitting Marshal, 605 )

### 1.2.1 Pemilihan Zat Pensulfonasi Dan Penhidrogenasi Tahap 1 (Proses Sulfonasi)



### 1.2.2 Tahap 2 (Proses Dehidrogenasi)



Zat pensulfonasi dapat berupa  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan oleum.

Proses sulfonasi dengan menggunakan  $\text{SO}_3$  punya beberapa kelebihan :

- Laju reaksi relatif cepat.
- Kapasitas reaktor minimal.
- Reaksi bersifat lengkap.
- Kelarutannya tinggi.

Kelemahannya antara lain :

- Viskositasnya tinggi.
- Reaksi samping relatif banyak.

Proses sulfonasi dengan menggunakan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  punya beberapa kelebihan :

- Viskositasnya rendah
- Reaksi samping relatif sedikit.

Kelemahannya antara lain :



Kelemahannya antara lain :

- Laju reaksi lambat
- Kapasitas reaktor terkadang besar.
- Reaksi bersifat partial.
- Kelarutannya rendah.

Proses sulfonasi menggunakan oleum, relatif lebih menguntungkan karena oleum memiliki sifat-sifat penengah antara  $\text{SO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . antara lain :

- Laju reaksi yang relatif tinggi dibanding  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .
- Reaksi samping yang relatif sedikit dibanding  $\text{SO}_3$ .
- Viskositas yang relatif rendah dibanding  $\text{SO}_3$ .
- Kapasitas reaktor minimal.
- Kelarutannya relatif tinggi dibanding  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Pada proses sulfonasi dipilih  $\text{SO}_3$  sebagai zat pensulfonasi karena memiliki reaksi yang lengkap dengan laju reaksi yang cepat dan kapasitas reaktor yang minimal, sedangkan mengenai kelemahan-kelemahan reaksi sulfonasi dengan  $\text{SO}_3$ , sekarang ini telah ditemukan metode-metode untuk meminimalisasikan kelemahan reaksi tersebut. ( Kirk&Othmer, 1967 )

Pada proses dehidrogenasi larutan caustic soda yang digunakan adalah  $\text{NaOH}$ , karena  $\text{NaOH}$ , relatif lebih murah dan lebih mudah pengadaannya karena sudah digunakan secara luas dalam dunia industri.  $\text{NaOH}$  mudah larut dalam air dan merupakan alkali yang kuat. ( Kirk&Othmer, 1967 )

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan sodium styrene sulfonat dirancang berdasarkan variabel utama, yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan pengendalian mutu.

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 1. Sodium Styrene sulfonat

- Fase : Cair
- Kemurnian, % : 90 %
- Impuritas, % : 10 % ( $C_8H_9SO_3Br$ )
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 206
- Titik didih, °C : 309,4
- Titik beku, °C : 49,6
- Densitas,  $Kmol/m^3$  :  $0,5597 + 0,2406T + 825T^2$
- Kapasitas panas,  $J/kmol \text{ } ^\circ k$  :  $4,549 + 494,27 T$
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : 13,11
- Panas laten penguapan, 25 °C, kkal/kg : 51,1079
- Kelarutan : tidak larut dalam air dan larutan basa.



## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 1. 2 Bromo Ethyl Benzene ( $C_8H_9Br$ )

- Fase : Cair
- Kemurnian, % : 98 %
- Impuritas, % : 2 ( $C_2H_4Br_2$ )
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 185
- Titik didih, °C : 203
- Titik beku, °C : 30,6
- Viskositas, Pascal-sec : -12,385 +2467,1T
- Cp rata-rata, (25-100) °C, kkal/kg°C : 0,223
- Viskositas, : 0,6044
- Densitas, gr/ml, 25 °C : 1,36
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : 13,11
- Panas laten penguapan, 25 °C, kkal/kg : 44,3827
- Konduktivitas panas, w/m-k : 0,17945-0,00015865T
- Kelarutan : 0,9156 gr  $C_8H_9Br$  / gr  $H_2SO_4$   
: tidak larut pada asam encer

### Ethylene Bromide ( $C_2H_4Br_2$ )

- Fase : Cair
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 188
- Titik didih, °C : 131,4



- Titik Beku : 9,9
- Viskositas, pascal-sec :  $-17,582 + 1635,4T + 0,9932T^2$
- Densitas, kmol/m<sup>3</sup> :  $1,013 + 0,26634T + 650,15T^2$
- Kapasitas panas, J/kmol °K :  $127400 + 29,6T$
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : 0,067
- Panas laten penguapan, 25 °C, kkal/kg : 44,3827
- Konduktivitas panas, w/m-k :  $0,1347 - 0,000114T$
- Kelarutan :  $0,8597 \text{ gr } C_8H_9Br / \text{gr } H_2SO_4$   
: tidak larut dalam asam encer

## 2. SO<sub>3</sub>

- Fase : Cair
- Kemurnian, % : 95
- Impuritas, % : 5 (B<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 80
- Titik didih, °C : 44,8
- Titik beku, °C : 16,83
- Viskositas, pascal-sec :  $-88,794 + 6400,7T + 10,709T^2$
- Densitas, Kmol/m<sup>3</sup> :  $1,5425 + 0,1960T + 490,85T^2$
- CP rata-rata, (20-60) °C, kkal/kg°C : 0,77
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : -94,534
- Konduktivitas panas, w/m-k :  $0,92882 - 0,003080T + 2,66 \cdot 10^{-6}T^2$



### Boric Acid ( $B_2O_3$ )

- Fase : Cair
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 69,64
- Titik didih, °C : 2250
- Titik beku, °C : 230
- Viskositas, Pascal-sec :  $0,389 + 139,98T - 1,941T^2$
- Densitas, Kmol/m<sup>3</sup> :  $1,5611 + 0,27045T + 289,8T^2$
- Kapasitas panas, J/kmol °k :  $199080 - 3074,7T + 28,546T^2$
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : -300,98
- Kelarutan : tidak larut dalam asam encer

## 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

### 1. NaOH

- Fase : padat
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 40
- Titik didih, °C : 1557
- Titik beku, °C : 318,4
- Densitas, gr/ml : 2,12
- Kelarutan, gr/100 gr air, pada 25 °C : 119



### NaOH 50 %

- Fase : Cair
- Kemurnian, % : 50
- Impuritas, % : 50 (H<sub>2</sub>O)
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 40
- Titik didih, °C : 170
- Titik beku, °C : 20
- Viskositas, pascal-sec :  $-46,121 + 5927T + 4,8301T^2$
- Densitas, Kmol/m<sup>3</sup> :  $0,4895 + 0,09793T + 2820T^2$
- Kapasitas panas, J/kmol °K :  $87564 + 0,3975T + 0,00638T^2$
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : -102,506
- Konduktivitas panas, Btu/j ft<sup>2</sup> °F : 0,881

## 2.4 Spesifikasi Hasil Samping

### 1. Air (H<sub>2</sub>O)

- Fase : Padat
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 102,91
- Titik didih, °C : 100
- Titik beku, °C : 0
- Viskositas, Pascal-sec :  $-51,964 + 3670,6T + 5,7331T^2$
- Densitas, Kmol/m<sup>3</sup> :  $5,459 + 0,30542T + 647,13T^2$
- Kapasitas panas, J/kmol °k :  $27637 - 2090,1T + 8,125T^2$
- Panas pembentukan, 25 °C, kkal/grol : -68,084



## 2. NaBr

- Fase : Padat
- Berat molekul, Kg/Kgmol : 102,91
- Melting point, °C : 755
- Boiling point °C : 1.390
- Viskositas, Pascal-sec :  $\log 1 \cdot n \cdot \eta = A + BT + CT^2$
- Densitas, Km<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> :  $A \cdot B^{-(1-T/TC)^n}$
- Kapasitas panas, J/kmol °k :  $A + BT + CT^2$
- Spesifik gravity : 3,205

### 2.6. Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan mutu harus dilakukan pada bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan menganalisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal

atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

➤ *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/ isyarat berupa suara dan nyala lampu.

➤ *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

➤ *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi



dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut :

### **2.5.1. Pengendalian Kualitas**

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik sodium styrene sulfonat ini meliputi :

#### **1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$ . Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$  yang akan digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Adapun parameter yang akan diukur adalah :



- Kemurnian dari bahan baku  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$
- Kadar air

## 2. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan  $C_8H_7SO_3Na$  (Sodium Styrene Sulfonat) di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

Bahan-bahan tersebut antara lain :

- NaOH sebagai sebagai penetral asam berlebih
- Solar sebagai bahan bakar diesel (genset).
- *Fuel oil* sebagai bahan bakar boiler

## 3. Pengendalian Kualitas Produk

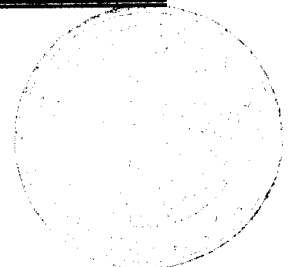
Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Beberapa kontrol yang dilakukan yaitu :

### a Kontrol terhadap produk

Kontrol terhadap produk ini dilakukan untuk memperoleh tingkat kemurnian sodium styrene sulfonat yang diinginkan.

### b Kontrol terhadap kondisi operasi

- Mengontrol suhu
- Mengontrol tekanan



Alat kontrol yang digunakan dikondisikan pada harga tertentu.

*a Flow meter*

Merupakan alat yang ditempatkan atau dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk, dan keluar alat proses. *Flow meter* ini dikondisikan pada harga tertentu. Bila *flow meter* ini mengalami penyimpangan dari harga yang telah ditentukan, maka akan diberikan isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke kondisi semula.

*b Suhu*

Jika ada penyimpangan pada suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang dapat berupa suara, nyala lampu, dan lain-lain

*c Tekanan*

Perubahan tekanan dapat dideteksi dengan isyarat yang dikeluarkan berupa suara, nyala lampu, dan lain-lain.

### **2.5.2. Pengendalian Kuantitas**

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.



## BAB III

### METODE PERANCANGAN

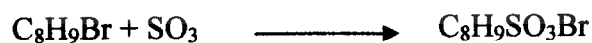
Untuk memenuhi kualitas produk sodium styrene sulfonat 90 % sesuai target, maka pada perancangan proses perlu dilakukan penyetingan yang tepat agar prosesnya lebih efektif dan efisien.

#### 3.1 Uraian Proses

Bahan baku yang berupa 2 Bromo Ethyl benzene ( $C_8H_9Br$ ) dari tangki penyimpanan-01 (TP-01) dan  $SO_3$  dari tangki penyimpanan-02 (TP-02) dialirkan dengan pompa-01 dan pompa-02 (P-01 dan 02) menuju reaktor I (R-01). Pada R-01 terjadi proses sulfonasi dengan zat pensulfonasi  $SO_3$ . Kondisi operasi pada reaktor adalah pada suhu  $50\text{ }^\circ\text{C}$ , tekanan 1,2 atm, dan konversi 90 % terhadap  $SO_3$ . Reaktor yang dipakai adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang dilengkapi dengan coil pendingin karena reaksi bersifat eksotermis.

Nilai k pada R-01 sebesar  $179,8438\text{ lt/Kmol jam}$

Reaksi I (R-01)



Dari reaktor-01 (R-01) hasil reaksi dialirkan dengan pompa-03 (O-03) ke reaktor-02 (R-02) kemudian dialirkan oleh pompa-04 (P-04) menuju decanter (DC). Di dalam decanter  $SO_3$  habis teruapkan. Hasil atas DC dialirkan dengan pompa-06 (P-06) menuju reaktor-03 (R-03) sedangkan hasil bawah dari decanter



dipompa dengan pompa-05 (P-05) ke UPL. Di dalam reaktor-03 (R-03) terjadi proses dehidrogenasi dengan penambahan larutan caustic soda yang berupa NaOH dari tangki penyimpanan-03 (TP-03).

Dari reaktor-03 komponen dialirkan dengan pompa-08 (P-08) menuju reaktor-04

Reaksi II (R-03)



Reaktor-03 (R-03) dan reaktor-04 (R-04) yang dipakai adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang dilengkapi dengan coil pemanas karena reaksi bersifat endotermis. Kondisi operasi pada reaktor-03 (R-03) dan reaktor-04 (R-04) adalah suhu 75 °C, tekanan 1 atm, dan konversi 90 % terhadap C<sub>8</sub>H<sub>9</sub>SO<sub>3</sub>Br.

Keluaran dari R-04 dialirkan dengan pompa-09 (P-09) ke dalam evaporator. Kondisi operasi evaporator adalah suhu 103,24°C dan tekanan 1 atm. Di dalam evaporator hasil atas yang berupa 2 bromo ethyl benzene (C<sub>8</sub>H<sub>9</sub>Br) dan H<sub>2</sub>O teruapkan sedangkan hasil bawah dipompa oleh pompa-10 (P-10) menuju thickener. Kondisi operasi thickener adalah suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Produk yang dihasilkan adalah C<sub>8</sub>H<sub>7</sub>SO<sub>3</sub>Na merupakan hasil atas dan disimpan dalam tangki-04 (TP-04), sedangkan hasil bawah yang berupa C<sub>8</sub>H<sub>9</sub>Br, B<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, NaOH dan NaBr dibuang ke UPL

Proses pembuatan sodium styrene sulfonat ada 3 tahapan, sehingga dengan demikian pabrik ini terbagi menjadi 3 unit yaitu :



1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap sintesis (reaksi)
3. Tahap pemisahan atau pemurnian

### **3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku**

Bahan baku  $C_8H_9Br$  setelah diambil dari produsen disimpan dalam tangki penyimpanan-01 (TP-01) untuk persediaan dua minggu dengan kondisi operasi suhu  $30^\circ C$  dan tekanan 1 atm, sedangkan  $SO_3$  dari produsen disimpan dalam tangki penyimpanan-02 (TP-02) dengan kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu  $30^\circ C$  untuk persediaan selama tujuh hari.. Kondisi ini dipertahankan agar  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$  tetap dalam keadaan cair.  $C_8H_9Br$  dari tangki penyimpanan-01 (TP-01) dipompa oleh pompa-01 (P-01) dan  $SO_3$  dari tangki penyimpanan-02 (T-02) dipompa oleh Pompa-2 (P-02) diumpahkan bersama-sama ke dalam Reaktor-1 untuk proses sulfonasi membentuk  $C_8H_9SO_3Br$ .

$NaOH$  50% disimpan dalam tangki penyimpanan-03 (TP-03) dengan kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu  $30^\circ C$ . Kondisi  $NaOH$  juga dipertahankan agar  $NaOH$  tetap dalam keadaan cair.  $NaOH$  dari tangki penyimpanan-03 (T-03) kemudian dipompa oleh pompa-07 (P-07) dan diumpahkan ke dalam reaktor-03 (R-03) untuk bereaksi dengan  $C_8H_9SO_3Br$  membentuk  $C_8H_7SO_3Na$  melalui proses sulfonasi.

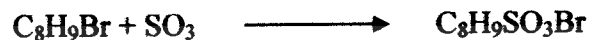




### 3.1.2 Tahap Sintesis (Reaksi)

Tahap reaksi pada pembentukan Sodium Styrene Sulfonat ( $C_8H_7SO_3Na$ ) melalui dua tahap yaitu sulfonasi dan dehidrogenasi.

- Sulfonasi



Reaksi ini terjadi dalam reaktor-1 (R-1) pada fase cair dengan kondisi operasi tekanan 1,2 atm, suhu 50°C dan bersifat eksotermis. Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang berjumlah dua disusun seri. Selama reaksi berjalan digunakan pendingin agar suhu di dalam reaktor tetap terjaga.

- Dehidrogenasi



Reaksi ini terjadi dalam reaktor-3 (R-3) pada fase cair dengan kondisi operasi tekanan 1 atm suhu 75°C. Reaksi bersifat endotermis sehingga perlu ditambahkan pemanas. Reaktor yang digunakan adalah dua buah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun seri dan dilengkapi koil pemanas.

Berdasarkan optimasi jumlah reaktor maka diperoleh jumlah reaktor yang paling optimum yaitu dengan harga yang paling ekonomis pada reaktor-01 (R-01) dan reaktor-02 (R-02) masing-masing adalah dua buah reaktor yang disusun secara seri.



### **3.1.3 Tahap Pemurnian Produk**

Hasil keluaran dari reaktor (R-02) diturunkan tekanannya dengan expander valve kemudian dialirkan oleh pompa-04 (P-043) masuk ke dalam decanter. Decanter berfungsi untuk memisahkan larutan menjadi dua fase yaitu fase ringan (light phase) dan fase berat (heavy phase). Pemisahan ini berdasarkan berat jenis (densitas) dan kelarutan komponen pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Light phase dari decanter dengan suhu 50°C dipompa oleh pompa-06 (P-06) menuju heater-03 (HE-03) untuk dinaikkan suhunya terlebih dahulu sebelum masuk reaktor-03 (R-03). Setelah suhu mencapai 75°C kemudian masuk ke dalam reaktor (R-03) dan di dalam R-03 terjadi penambahan NaOH 50% dari tangki (T-03) yang telah dinaikkan suhunya oleh heater (HE-04) dan dipompa dengan pompa-07 (P-07). Larutan dari reaktor (R-03) kemudian dialirkan oleh pompa-08 (P-08) ke dalam reaktor-04 (R-04). Dari reaktor-04 (R-04) larutan dialirkan menuju evaporator oleh pompa-09 (P-09). Sedangkan heavy phase pada decanter dipompa dengan pompa (P-05) menuju UPL.

Di dalam evaporator dilakukan pemanasan dengan suhu 103,4 °C dan tekanan 1 atm. Hal ini bertujuan untuk menguapkan  $C_8H_9Br$  dan  $H_2O$  dari dalam produk. Kemudian hasil bawah evaporator dialirkan oleh pompa-10 (P-10) ke dalam thickener. Sebelum masuk ke dalam thickener suhu larutan diturunkan terlebih dahulu dengan menggunakan cooler. Di dalam thickener terjadi pemisahan berdasarkan gaya gravitasi dan kelarutan komponen yang



dibagi menjadi dua fase yaitu overflow dan underflow dengan kondisi operasi suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Hasil overflow ( $C_8H_7SO_3Na$ ) dialirkan dengan pompa-13 (P-13) kedalam tangki (T-04) dan underflow dialirkan oleh pompa-12 (P-12) menuju UPL.

### 3.2. Spesifikasi Alat Proses

#### 3.2.1. Tangki Penyimpan-01 (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku $C_8H_9Br$ untuk kebutuhan proses selama 7 hari dengan laju kebutuhan 1396,0138 kg/jam.
Tipe	: Tangki silinder tegak dengan flat bottomed dan conical roof
Bahan	: Stainless Steel SA 167 Grade 3
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: <ul style="list-style-type: none"><li>▪ Suhu : 30 °C</li><li>▪ Tekanan : 1 atm</li><li>▪ Volume : 414,1884 m<sup>3</sup></li></ul>
Ukuran alat	: <ul style="list-style-type: none"><li>▪ Diameter : 8,0806 m</li><li>▪ Tinggi : 8,0806 m</li></ul>



- Tebal shell : 0,3317 in
  - Tebal head : 0,1734 in
- Harga : \$ 130.846,8577

### 3.2.2. Tangki Penyimpan-02 (T-02)

- Fungsi : Menyimpan bahan Baku  $\text{SO}_3$  untuk kebutuhan proses selama 7 hari dengan laju kebutuhan 1205,6505 kg/jam.
- Tipe : Tangki silinder tegak dengan flat bottomed dan conical roof
- Bahan : Stainless Steel SA 167 Grade 3
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi :
- Suhu : 30 °C
  - Tekanan : 1 atm
  - Volume : 137,4490 m<sup>3</sup>
- Ukuran alat
- Diameter : 5,5944 m
  - Tinggi : 5,5944 m
  - Tebal shell : 0,2672 in



▪ Tebal head : 0,1573 in

Harga : \$ 67.504,0144

### 3.2.3. Tangki Penyimpan-03 (T-03)

Fungsi : Menyimpan bahan Baku NaOH untuk laju kebutuhan proses selama 7 hari dengan laju kebutuhan 958,4 kg/jam

Tipe : Tangki silinder tegak dengan flat bottomed dan conical roof

Bahan : Stainless Steel SA 167 Grade 3

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

▪ Suhu : 30 °C

▪ Tekanan : 1 atm

▪ Volume : 162,6574 m<sup>3</sup>

Ukuran alat

▪ Diameter : 5,9174 m

▪ Tinggi : 5,9174 m

▪ Tebal shell : 0,2205 in

▪ Tebal head : 0,1573 in

Harga : \$ 74.680,7891



### 3.2.4. Tangki Penyimpan-04 (T-04)

Fungsi	: Menyimpan produk $C_8H_7SO_3Na$ selama 7 hari dengan kapasitas 1262,6038 kg/jam
Tipe	: Tangki silinder tegak dengan flat bottomed dan conical roof
Bahan	: Stainless Steel SA 167 Grade 3
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	:
▪ Suhu	: 30 °C
▪ Tekanan	: 1 atm
▪ Volume	: 123,5720 m <sup>3</sup>
Ukuran alat	:
▪ Diameter	: 5,3994 m
▪ Tinggi	: 5,3994 m
▪ Tebal shell	: 0,2180 in
▪ Tebal head	: 0,1573 in
Harga	: \$ 63.328,1298

### 3.2.5. Reaktor-01 (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan $C_8H_9Br$ dengan $SO_3$ untuk menghasilkan $C_8H_9SO_3Br$
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: <ul style="list-style-type: none"><li>▪ Tekanan : 1,2 atm</li><li>▪ Suhu : 50°C</li></ul>
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304
Volume reactor	: 4,9494 m <sup>3</sup>
Dimensi	: <ul style="list-style-type: none"><li>▪ Diameter : 1,2809 m</li><li>▪ Tinggi : 3,8428 m</li></ul>
Tebal shell	: 0,0045 m (3/16 in)
Tebal head	: 0,0044 m (3/16 in)
Jenis head	: <i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal isolasi	: 41,2447 cm
Jenis isolasi	: Asbestos
Diameter koil	: 0,9764 m
Panjang koil	: 17,3685 m
Jumlah koil	: 5 lilitan



Tinggi tumpukan koil : 2,7213 m  
Jumlah *baffle* : 4 buah  
Lebar *baffle* : 0,2178 m  
Jenis pengaduk : *Six Blades Turbine*  
Jumlah pengaduk : 1 buah  
Diameter pengaduk : 0,4270 m  
Jumlah sudu : 6 buah  
Tenaga pengaduk : 40 HP  
Kecepatan putar : 358,5095 rpm  
Harga : \$ 104.413,7356

### 3.2.6. Reaktor-02 (R-02)

Fungsi : Mereaksikan  $C_8H_9Br$  dengan  $SO_3$  untuk menghasilkan  $C_8H_9SO_3Br$   
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)  
Jumlah : 1 buah  
Kondisi operasi :

- Tekanan : 1,2 atm
- Suhu :  $50^\circ C$

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304  
Volume reactor :  $4,9494 m^3$   
Dimensi :





---

▪ Diameter	: 1,2809 m
▪ Tinggi	: 3,8428 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,0045 m (3/16 in)
Tebal <i>head</i>	: 0,0044 m (3/16 in)
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal isolasi	: 41,2447 cm
Jenis isolasi	: Asbestos
Diameter koil	: 0,9764 m
Panjang koil	: 5,0037 m
Jumlah koil	: 2 lilitan
Tinggi tumpukan koil	: 2,69 m
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,2178 m
Jenis pengaduk	: <i>Six Blades Turbine</i>
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Diameter pengaduk	: 0,4270 m
Jumlah sudu	: 6 buah
Tenaga pengaduk	: 40 HP
Kecepatan putar	: 358,5095 rpm
Harga	: \$ 104.413,7356



### 3.2.7. Decanter

Fungsi	: Memisahkan antara <i>light phase</i> dan <i>heavy phase</i>
Jenis	: Silinder horizontal
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	:
▪ Tekanan	: 1 atm
▪ Suhu	: 50°C
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Volume dekanter	: 2,1449 m <sup>3</sup>
Dimensi	:
▪ Diameter	: 1,7291 m
▪ Panjang	: 5,1873 m
Tebal tangki dan head	: 3/16 inch
Waktu settling	: 1,2466 jam
Harga	: \$ 1.062,0275

### 3.2.8. Reaktor-03 (R-03)

Fungsi	: Mereaksikan $C_8H_9SO_3Br$ dengan NaOH untuk menghasilkan produk $C_8H_7SO_3Na$
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	:



---

---

▪ Tekanan	: 1atm
▪ Suhu	: 75°C
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304
Volume reactor	: 4,5118 m <sup>3</sup>
Dimensi	:
▪ Diameter	: 1,2420 m
▪ Tinggi	: 3,7260 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,0042 m (3/16 in)
Tebal <i>head</i>	: 0,0041 m (3/16 in)
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal isolasi	: 41,2447 cm
Jenis isolasi	: Asbestos
Diameter koil	: 0,9374 m
Panjang koil	: 8,8390 m
Jumlah koil	: 3 lilitan
Tinggi tumpukan koil	: 2,4361 m
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,2111 m
Jenis pengaduk	: <i>Six Blades Turbine</i>
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Diameter pengaduk	: 0,4140 m
Jumlah sudu	: 6 buah

---

---



Tenaga pengaduk : 25 HP  
Kecepatan putar : 340,4096 rpm  
Harga : \$ 98.772,6571

### 3.2.9. Reaktor-04 (R-04)

Fungsi : Mereaksikan  $C_8H_9SO_3Br$  dengan NaOH untuk menghasilkan produk  $C_8H_7SO_3Na$

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1atm
- Suhu :  $75^\circ C$

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304

Volume reactor :  $4,5118 m^3$

Dimensi :

- Diameter : 1,2420 m
- Tinggi : 3,7260 m

Tebal shell : 0,0042 m (3/16 in)

Tebal head : 0,0041 m (3/16 in)

Jenis head : *Torispherical Dished Head*

Tebal isolasi : 41,2447 cm

Jenis isolasi : Asbestos

---

Diameter koil	: 0,9374 m
Panjang koil	: 8,8390 m
Jumlah koil	: 3 lilitan
Tinggi tumpukan koil	: 2,4361 m
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,2111 m
Jenis pengaduk	: <i>Six Blades Turbine</i>
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Diameter pengaduk	: 0,4140 m
Jumlah sudu	: 6 buah
Tenaga pengaduk	: 25 HP
Kecepatan putar	: 340,4096 rpm
Harga	: \$ 98.772,6571

### 3.2.10. Evaporator

Fungsi	: Menguapkan H <sub>2</sub> O dan C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br dari produk
Tipe	: Long tube vertikal evaporator, single effect
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	:
▪ Tekanan	: 1atm
▪ Suhu	: 103,24°C
Shell side	:
▪ Diameter	: 0,8763 m

---



- Bahan : Stainless steel SA 167 grade 3

Tube side

- jumlah : 48
- OD : 1,25 in; 16 BWG; 1,5625 square pitch
- panjang : 6 ft

Harga : \$ 14.984, 3418

### 3.2.11. Thickener

Fungsi : Untuk memisahkan padatan NaBr dari produk  
berdasarkan gaya gravitasi dan kelarutan komponen.

Jenis : *Continuous*

Jumlah alat : 1 buah

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 50 °C

Dimensi *Thickener* :

- Tinggi *Thickener* : 1,75 m
- Diameter : 3 m

Waktu pemisahan : 333,45 menit

Volume *Thickener* : 8,8313 m<sup>3</sup>

Tebal dinding : 3/16 in

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*

Harga : \$ 818,3037



### 3.2.12. Condensor (CD)

- Fungsi : Mengembunkan hasil atas evaporator sebanyak 690,0935 kg/jam dengan komponen utama H<sub>2</sub>O
- Jenis : *Double pipe Condenser*
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi :
- Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 103,24°C
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida :
- *Hot fluid* : Hasil atas evaporator
  - *Cold fluid* : Air pendingin
- Spesifikasi :
- Shell :
    - ID : 8 in
    - Buffle : 24 in
    - Pass : 1
  - Tube :
    - OD : 0,75 in
    - ID : 0,482 in



- BWG : 16
- Pitch : 1,3125 in
- Passes : 4
- Jumlah : 10

Harga : \$ 1.087,7930

### 3.2.13. Accumulator (Acc-01)

Fungsi : Menampung cairan sementara dari condenser (CD)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 103,24°C

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*

Waktu tinggal : 10 menit

Volume accumulator : 0,1257 m<sup>3</sup>

Dimensi :

- Diameter : 0,4310 m
- Panjang : 0,8620 m

Tebal *shell* : 0,1351 m

Harga : \$ 6.949,5464





### 3.2.14. Heat Exchanger (HE-01)

- Fungsi : Memanaskan umpan  $C_8H_9Br$  dari tangki penyimpanan ke reactor 01 dari suhu  $30\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $50\text{ }^\circ\text{C}$  dengan pemanas steam jenuh pada suhu  $110\text{ }^\circ\text{C}$
- Jenis : *Heater double pipe*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida :
- *Hot fluid* : *Steam*
  - *Cold fluid* : larutan  $C_8H_9Br$
- Jumlah steam : 14,1234 kg/jam
- Luas transfer panas :  $10,8438\text{ ft}^2$
- Spesifikasi HE :
- Pipa ( inner pipe)
    - IPS : 1,25 in
    - OD : 1,66 in
    - ID : 1,38 in
    - at :  $1,5\text{ in}^2$
    - ao :  $0,435\text{ ft}^2/\text{ft}$
    - Sch no. : 40
  - Annulus ( outer pipe)



- IPS : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- at : 3,35 in<sup>2</sup>
- ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40

Harga : \$ 990,9905

### 3.2.15. Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan SO<sub>3</sub> dari tangki penyimpan ke reactor-1 dari suhu 30° menjadi 50°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 110°C

Jenis : *Heater double pipe*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*

Aliran fluida :

- *Hot fluid* : *Steam*
- *Cold fluid* : larutan SO<sub>3</sub>

Jumlah steam : 38,7725 kg/jam

Luas transfer panas : 31,1867 ft<sup>2</sup>

Spesifikasi HE :

- Pipa ( inner pipe)

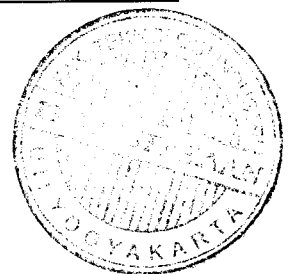


- IPS : 1,25 in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- at : 1,5 in<sup>2</sup>
- ao : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40
- Annulus ( outer pipe)
  - IPS : 2 in
  - OD : 2,38 in
  - ID : 2,067 in
  - at : 3,35 in<sup>2</sup>
  - ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft
  - Sch no. : 40

Harga : \$ 1.867,8500

### 3.2.16. Heat Exchanger (HE-03)

- Fungsi : Memanaskan hasil keluaran dari decanter ke reactor-2  
dari suhu 50° menjadi 75°C umpan SO<sub>3</sub> dengan pemanas steam jenuh pada suhu 110°C
- Jenis : *Heater double pipe*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*





- 
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida :
- *Hot fluid* : *Steam*
  - *Cold fluid* : larutan  $C_8H_9SO_3Br$
- Jumlah steam : 44,1846 kg/jam
- Luas transfer panas : 43,0255 ft<sup>2</sup>
- Spesifikasi HE :
- Pipa ( inner pipe)
    - IPS : 1,25 in
    - OD : 1,66 in
    - ID : 1,38 in
    - at : 1,5 in<sup>2</sup>
    - ao : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft
    - Sch no. : 40
  - Annulus ( outer pipe)
    - IPS : 2 in
    - OD : 2,38 in
    - ID : 2,067 in
    - at : 3,35 in<sup>2</sup>
    - ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft
    - Sch no. : 40
-



Harga : \$ 2.265,6677

### 3.2.17. Heat Exchanger (HE-04)

Fungsi : Memanaskan umpan NaOH dari tangki penyimpanan-03 (TP-03) ke reactor-2 dari suhu 30°C menjadi 75°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 110°C

Jenis : *Heater double pipe*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*

Aliran fluida :

- *Hot fluid* : *Steam*
- *Cold fluid* : larutan NaOH

Jumlah steam : 74,1084 kg/jam

Luas transfer panas : 42,0717 ft<sup>2</sup>

Spesifikasi HE :

- Pipa ( inner pipe)
  - IPS : 1,25 in
  - OD : 1,66 in
  - ID : 1,38 in
  - at : 1,5 in<sup>2</sup>
  - ao : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft
  - Sch no. : 40



▪ Annulus ( outer pipe)

- IPS : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- at : 3,35 in<sup>2</sup>
- ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40

Harga : \$ 5.592,7782

**3.2.18. Cooler-01 (CL-01)**

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah evaporator dari suhu 103,24°C menjadi 50°C dengan air pendingin masuk pada suhu 30°C

Jenis : *Double pipe Condenser*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*

Aliran fluida :

- *Hot fluid* : Keluaran evaporator
- *Cold fluid* : Air pendingin

Kebutuhan air pendingin : 1.358,0442 kg/jam

Jumlah hairpin : 1 buah

Spesifikasi :



▪ Pipa ( inner pipe)

- IPS : 1,25 in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- at : 1,5 in<sup>2</sup>
- ao : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40

▪ Annulus ( outer pipe)

- IPS : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- at : 3,35 in<sup>2</sup>
- ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40

Pressure drop inner pipe : 0,0944 psi

Harga : \$ 1.685,9263



### 3.2.19. Cooler-02 (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas atas thickener bawah evaporator dari suhu 50°C menjadi suhu 30°C dengan refrigerant masuk pada suhu 20°C.

Jenis : *Double pipe Condenser*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*

Aliran fluida :

- *Hot fluid* : Keluaran thickener
- *Cold fluid* : Air pendingin

Kebutuhan air pendingin : 260,6942 kg/jam

Jumlah hairpin : 1 buah

Spesifikasi :

▪ Pipa ( inner pipe)

- IPS : 1,25 in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- at : 1,5 in<sup>2</sup>
- ao : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40

▪ Annulus ( outer pipe)





- IPS : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- at : 3,35 in<sup>2</sup>
- ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft
- Sch no. : 40

Pressure drop inner pipe : 0,0113 psi

Harga : \$ 1707,8065

### 3.2.20. Expander Valve (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan liquid reaktor-2 ke decanter sebanyak 2.425,1903 kg/jam dari tekanan 1,2 atm menjadi 1 atm

Jenis : *gate valve 3/4 open*

Bahan konstruksi : *Carbon Stell*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 2425,190 kg/jam

Spesifikasi pipa :

- NPS : 20 in
- OD : 20 in
- ID : 18,814 in
- a't : 278 in<sup>2</sup>



Jumlah valve : 5  
Harga : \$ 737,8775

### 3.2.21. Pompa 1 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan umpan  $C_8H_9SO_3Br$  sebanyak 1396,0138 kg/jam dari T-01 ke R-01.  
Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage radial flow)*.  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*  
Head : 19,4491 ft  
Kapasitas : 20 GPM  
Power pompa : 0,1814 Hp  
Power motor : 0,25 Hp  
Harga : \$ 5.774,5730

### 3.2.22. Pompa 2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan umpan  $SO_3$  sebanyak 1205,6505 kg/jam dari T-02 ke R-01.  
Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage radial flow)*.  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*  
Head : 18,1229 ft  
Kapasitas : 20 GPM



---

Power pompa	: 0,1460 Hp
Power motor	: 0,25 Hp
Harga	: \$ 4.515,4826

### 3.2.23. Pompa 3 (P-03)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran R-01 sebanyak 2.601,6643 kg/jam dari R-01 ke R-02.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 11,6978 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,2033 Hp
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: \$ 2.841,6683

### 3.2.24. Pompa 4 (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran R-02 sebanyak 1.988,7443 kg/jam dari R-02 ke Decanter.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 11,2942 ft

---



---

Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,1500 Hp
Power motor	: 0,25 Hp
Harga	: \$ 1.546,8826

### 3.2.25. Pompa 5 (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Decanter sebanyak 342,5264 kg/jam dari Decanter ke UPL.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 18,8253 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,0431 Hp
Power motor	: 0,0833 Hp
Harga	: \$ 2.432,9684

### 3.2.26. Pompa 6 (P-06)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Decanter sebanyak 1.646,2427 kg/jam dari Decanter ke R-03.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage mixed flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>

---



Head	: 16,1744 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,1779 Hp
Power motor	: 0,25 Hp
Harga	: \$ 6.376,2262

### 3.2.27. Pompa 7 (P-07)

Fungsi	: Mengalirkan NaOH sebanyak 958,4 kg/jam dari T-03 ke R-03.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow)</i> .
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 15,2670 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,0977 Hp
Power motor	: 0,1667 Hp
Harga	: \$ 4.995,5519

### 3.2.28. Pompa 8 (P-08)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran R-03 sebanyak 2.604,6495 kg/jam dari R-03 ke R-04
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage mixed flow)</i> .
Jumlah	: 1 buah



---

Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 11,9574 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,1698 Hp
Power motor	: 0,25 Hp
Harga	: \$ 7.483,5930

### 3.2.29. Pompa 9 (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran R-04 sebanyak 2.604,6495 kg/jam dari R-04 ke Evaporator
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage mixed flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 19,5823 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,3407 Hp
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: \$ 8.820,7661

### 3.2.30. Pompa 10 (P-10)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Evaporator ke Thickener sebanyak 1.914,0547 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage mixed flow).</i>



---

Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 16,6000 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,2123 Hp
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: \$ 6.919,4785

### 3.2.31. Pompa 11 (P-11)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Evaporator ke UPL sebanyak 690,0995 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 16,2058 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,0747 Hp
Power motor	: 0,125 Hp
Harga	: \$ 4.558,1577

---



### 3.2.32. Pompa 12 (P-12)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Thickener ke UPL sebanyak 651,4509 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 20,7400 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,0903 Hp
Power motor	: 0,1667 Hp
Harga	: \$ 4.102,8623

### 3.2.33. Pompa 13 (P-13)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Thickener ke T-04 sebanyak 1.262,6038 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps (single stage radial flow).</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304</i>
Head	: 16,7621 ft
Kapasitas	: 20 GPM
Power pompa	: 0,1414 Hp
Power motor	: 1 Hp





### **3.3. Perencanaan Produksi**

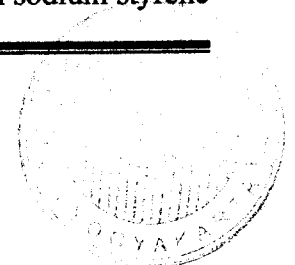
#### **3.3.1 Kapasitas Perancangan**

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan sodium styrene sulfonat di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan sodium styrene sulfonat dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan sodium styrene sulfonat akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan sodium styrene sulfonat sebagai bahan baku maupun bahan pembantu. Salah satu pabrik yang memproduksi sodium styrene sulfonat di Indonesia adalah PT.Eternal Buana Chemical Industries, tangerang dengan kapasitas 5000 ton/tahun. Untuk memenuhi semua kebutuhan sodium styrene sulfonat tersebut selain dari pabrik dalam negeri Indonesia jugaharus mengimpor dari luar negeri seperti Korea dan Jepang Untuk mengurangi jumlah impor tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 10.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

#### **1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri**

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam "Statistik Perdagangan Indonesia" tentang kebutuhan sodium styrene sulfonat di Indonesia dari tahun ketahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan sodium styrene





sulfonat pada tahun 2010 sekitar 6103,6 ton/tahun. Untuk mengurangi angka ketergantungan impor tersebut maka didirikan pabrik sodium styrene sulfonat di Indonesia yang diharapkan mampu mengurangi angka ketergantungan tersebut.

## 2. Ketersediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku sodium styrene sulfonat relatif mudah karena dapat diperoleh dari PT. Unggul Indah Corporation di Serang, Banten.

### 3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### 1. Kemampuan Pasar

Kemampuan pasar dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi



- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran.

## 2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

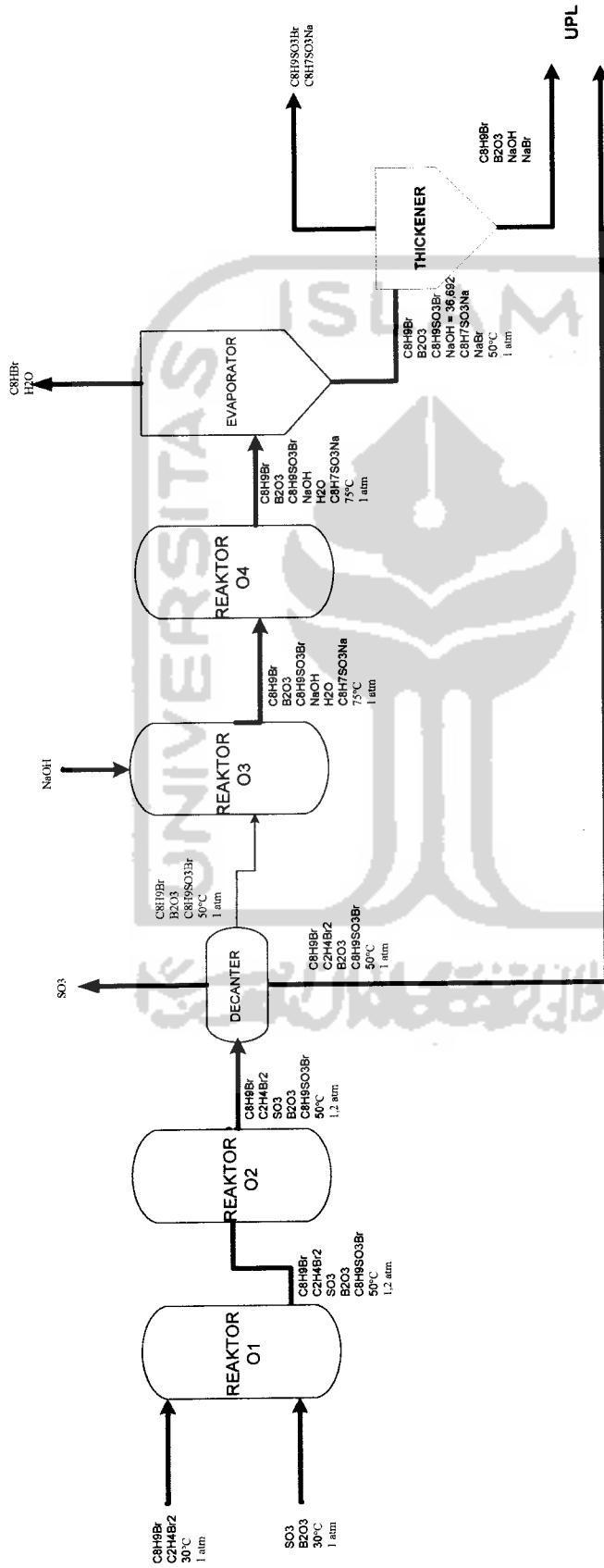
- **Material (bahan baku)**  
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.
- **Manusia (tenaga kerja)**  
Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat
- **Mesin (peralatan)**  
Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode



tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

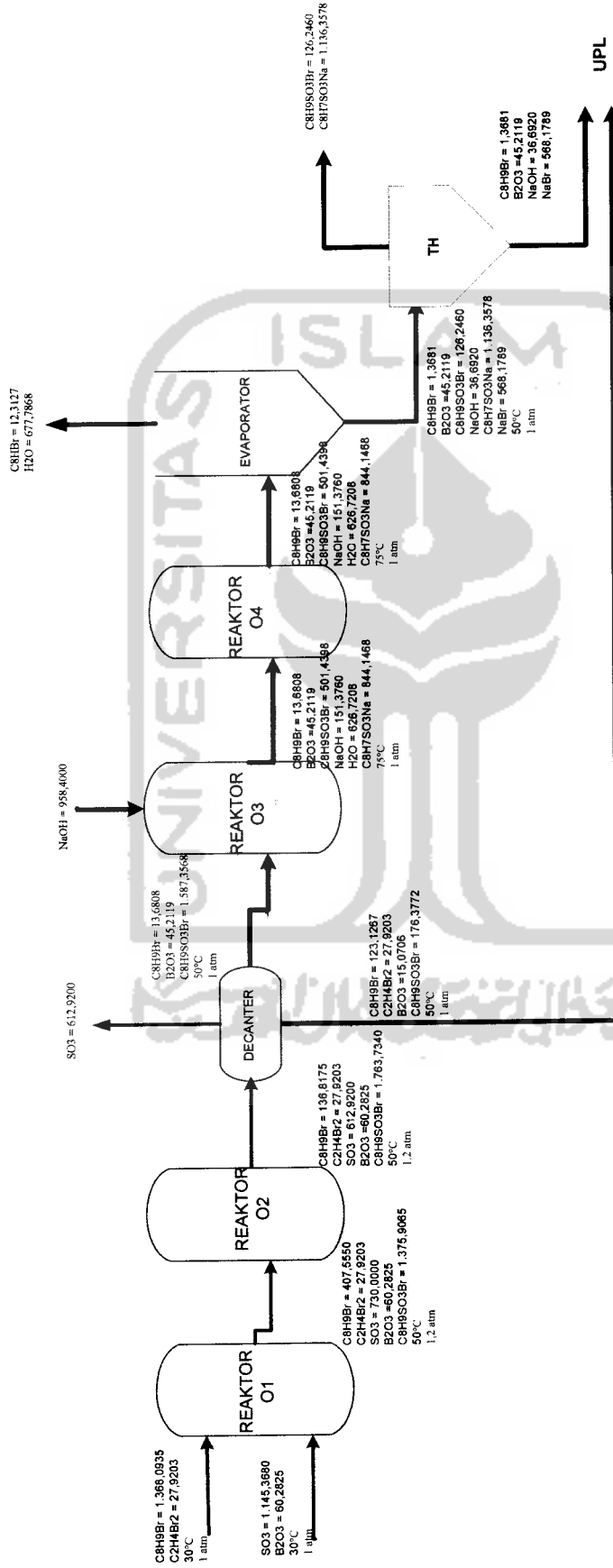


**DIAGRAM ALIR KUALITATATIF PABRIK  
SODIUM STYRENE SULFONAT  
(Kg/Jam)**



Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif

# DIAGRAM ALIR KUANTITATIF PABRIK SODIUM STYRENE SULFONAT (Kg/Jam)



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif



---

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat menentukan kedudukan perusahaan dalam persaingan dan ikut mempengaruhi kelangsungan hidup perusahaan. Hal ini berarti dalam menentukan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan faktor-faktor yang mempengaruhi biaya produksi dan distribusi sehingga dapat ditekan seminimal mungkin. Lokasi pabrik sedapat mungkin dipilih untuk memberikan kemungkinan perluasan dan penambahan kapasitas terpasang serta jaminan keamanan terhadap kemungkinan-kemungkinan buruk yang akan terjadi. Pemilihan lokasi yang tepat, strategis, dan menguntungkan secara ekonomi akan memberikan keuntungan maksimal terhadap perusahaan.

Pabrik sodium styrene sulfonat dari 2-bromo ethyl benzene dengan kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten.

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

##### 4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :



---

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku merupakan hal utama dalam pengoperasian pabrik. Karena pabrik beroperasi atau tidak tergantung pada ketersediaan bahan baku. Pabrik sodium styrene sulfonat ini akan didirikan di Cilegon, Banten karena dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku sodium styrene sulfonat diperoleh dari PT. Unggul Indah Corporation di Serang, Banten.

2. Pemasaran

Sodium Styrene Sulfonat merupakan barang setengah jadi yang penggunaannya harus dipolimerisasikan terlebih dahulu. Di daerah Jawa Barat banyak terdapat pabrik polimer dan merupakan kawasan industri, sehingga pemasaran akan lebih mudah

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Lokasi pabrik yang akan didirikan dekat dengan sumber air, yaitu Sungai Cikande

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di Cilegon, Banten yang banyak penduduknya memungkinkan untuk memperoleh tenaga kerja dengan mudah dan berkualitas.





## 5. Fasilitas Transportasi

Transportasi dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku ataupun pemasaran produk, untuk konsumsi dalam negeri dan ekspor. Fasilitas transportasi meliputi jalan, pelabuhan, dan bandar udara.

## 6. Penyediaan Bahan Bakar dan Energi

Daerah Cilegon merupakan kawasan industri sehingga penyediaan bahan bakar untuk generator dapat dengan mudah terpenuhi, sedangkan listrik untuk keperluan proses dan perkantoran disediakan dari PLN.

### 4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

#### 1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di Cilegon, Banten sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

#### 2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

##### a Segi keamanan kerja terpenuhi.



- b Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
  - c Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
  - d Transportasi yang baik dan efisien.
3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

#### 4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerja karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Untuk mendapatkan kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :



1. Pabrik sodium styrene sulfonat ini baru (bukan pengembangan) sehingga dalam penentuan lay out tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
2. Berdasarkan penggunaan sodium styrene sulfonat yang terus meningkat dari tahun ke tahun sehingga pengembangan pabrik sangat dibutuhkan, untuk itu perlu ada areal perluasan pabrik.
3. Faktor keamanan terutama untuk bahaya kebakaran haruslah sangat diperhatikan. Maka dalam perancangan lay out selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah terbakar dan meledak. Mengelompokkan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan penanganan lokasi bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
4. Sistem konstruksi adalah out door untuk menekan biaya bangunan gedung. Jalannya proses tidak dipengaruhi perubahan musim.
5. Instalasi dan Utilitas  
Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.  
Secara garis besar lay out dapat menjadi beberapa daerah utama yaitu:
  - a. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol.  
Daerah administrasi merupakan pusat segala kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi.



- b. Laboratorium dan ruang pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Daerah proses merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
- d. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi.
- e. Daerah utilitas merupakan daerah dimana penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.



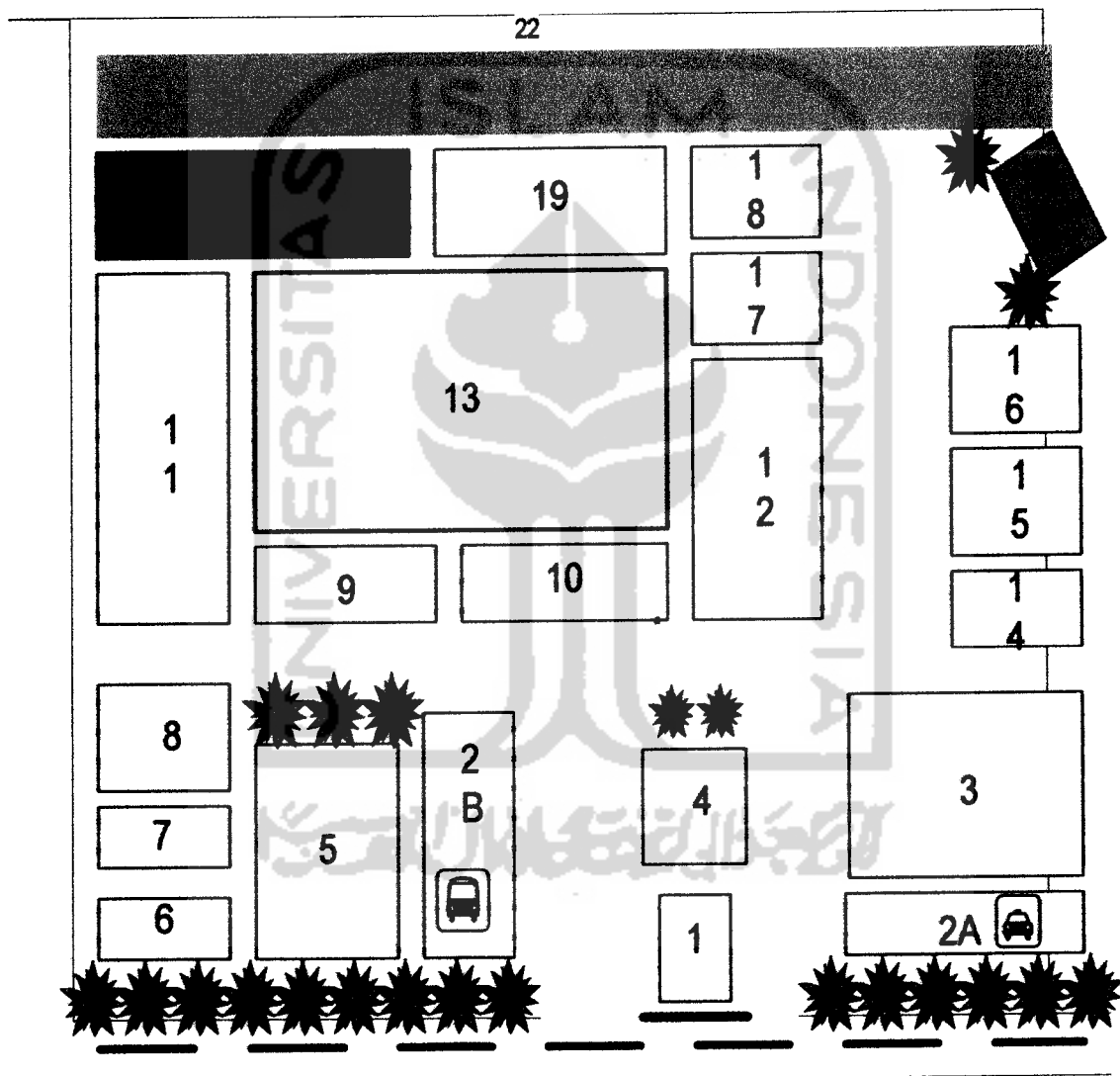


Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Kantor Utama	50 x 20	1000
2	Pos Keamanan/ Satpam	5 x 5	25
3	Parkir tamu	20 x 10	200
4	Parkir truk	20 x 15	300
4	Ruang timbang truk	5 x 15	75
5	Kantor teknik dan produksi	20 x 20	400
6	Klinik	15 x 10	150
7	Masjid	15 x 25	375
8	Kantin	20 x 15	300
9	Bengkel	20 x 10	200
10	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11	Gudang alat	20 x 15	300
12	Gudang bahan kimia	25 x 15	375
13	Laboratorium	15 x 20	300
14	Utilitas	40 x 25	100
15	Daerah Proses	60 x 80	4.800
16	Control room	25 x 10	250
17	Control utilitas	10 x 10	100
18	Tangki bahan baku	25 x 35	875
19	Tangki produk	20 x 25	500
20	Jalan dan taman	50 x 30	1.500
21	Mess	40 x 20	800
22	Perluasan pabrik	90 x 50	4.500
Luas tanah			18.625



LAYOUT PABRIK  
SODIUM STYRENE SULFONAT  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Gambar 4.1. Tata letak pabrik *Sodium Styrene Sulfonat*



Keterangan :

- |                               |                             |
|-------------------------------|-----------------------------|
| 1. Pos Keamanan               | 13. Daerah proses           |
| 2. (A,B) Parkir Tamu          | 14. Bengkel                 |
| 3. Parkir Truk                | 15. Pemadam kebakaran       |
| 4. Ruang Timbang Truk         | 16. Gudang Bahan Kimia      |
| 5. Kantor Teknik dan Produksi | 17. Gudang Alat             |
| 6. Klinik                     | 18. Ruang Kontrol Utilitas  |
| 7. Kantin                     | 19. Utilitas                |
| 8. Mesjid                     | 20. Mess                    |
| 9. Laboratorium               | 21. Daerah perluasan Pabrik |
| 10. Ruang Kontrol             | 22. Sungai                  |
| 11. Tangki Bahan Baku         |                             |
| 12. Tangki Produk             |                             |
- Jalan Raya

#### 4.3. Tata Letak Peralatan

Dalam menentukan tata letak peralatan proses pada pabrik sodium styrene sulfonat ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu :

##### 1. Aliran bahan baku dan produk

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

##### 2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan supaya berjalan lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja.



Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

1. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan





## 2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik sodium styrene sulfonat dari 2-bromo ethyl benzene dapat dilihat pada gambar berikut :



#### 4.4. Alir Proses Dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

##### 4.4.1 Perhitungan Neraca Massa

Kapasitas : 10.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun

Basis : 1 jam

##### 1. Reaktor-01



Mula- mula : 7,3951 14,3171 -

Bereaksi : 5,1921 5,1921 5,1921

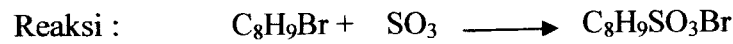
Setimbang : 2,2031 9,1250 5,1921

Tabel 4.2. Neraca Massa Reaktor-01

KOMPONEN	input		output	
	Kg	kgmol	kgmol	kg
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	1.368,0935	7,3951	2,2030	407,5550
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	27,9203	0,1485	0,1485	27,9203
SO <sub>3</sub>	1.145,3680	14,3171	9,1250	730,0000
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	60,2825	0,8656	0,8656	60,2825
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	-	-	5,1921	1.375,9065
<b>total</b>	<b>2.601,6643</b>	<b>22,7263</b>	<b>17,5342</b>	<b>2.601,6643</b>



2. Reaktor-02



Mula- mula : 2,2031 9,1250 5,1921

Bereaksi : 1,4635 1,4635 1,4635

Setimbang : 0,7395 7,6615 6,6556

**Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor-02**

KOMPONEN	input		output	
	kg	kgmol	kgmol	kg
C8H9Br	407,5550	2,2030	0,7395	136,8075
C2H4Br2	27,9203	0,1485	0,1485	27,9203
SO3	730,0000	9,1250	7,6615	612,9200
B2O3	60,2825	0,8656	0,8656	60,2825
C8H9SO3Br	1.375,9065	5,1921	6,6556	1.763,7340
<b>total</b>	<b>2.601,6643</b>	<b>17,5342</b>	<b>16,0707</b>	<b>2.601,6643</b>

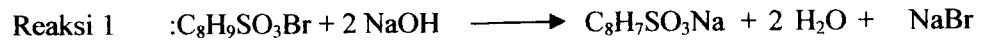
3. Decanter

**Tabel 4.4. Neraca Massa Decanter**

KOMPONEN	masuk kg	keluar	
		top kg	bottom kg
C8H9Br	136,8075	13,6808	123,1267
C2H4Br2	27,9203		27,9203
B2O3	60,2825	45,2119	15,0706
C8H9SO3Br	1.763,7340	1.587,3568	176,3772
		<b>1.646,2495</b>	<b>342,4948</b>
<b>total</b>	<b>1.988,7443</b>	<b>1.988,7443</b>	



4. Reaktor-03



Mula-mula :	5,9900	11,9800	-	-	-
Bereaksi :	4,0978	8,1956	4,0978	8,1956	4,0978
Setimbang :	1,8922	3,7844	4,0978	8,1956	4,0978

**Tabel 4.5. Neraca Massa Reaktor-03**

KOMPONEN	input		output	
	kg	kgmol	kgmol	kg
C8H9Br	13,6808	0,0739	0,0739	13,6808
B2O3	45,2119	0,6492	0,6492	45,2119
C8H9SO3Br	1.587,3568	5,9900	1,8922	501,4398
NaOH	479,2000	11,9800	3,7844	151,3760
C8H7SO3Na	-	-	4,0978	844,1468
H2O	479,2000	26,6222	34,8178	626,7208
NaBr	-	-	4,0978	422,0734
<b>total</b>	<b>2.604,6495</b>	<b>18,6931</b>	<b>10,4975</b>	<b>2.604,6495</b>

5. Reaktor-04



Mula-mula :	1,8922	3,7844	4,0978	8,1956	4,0978
Bereaksi :	1,4185	2,8370	1,4185	2,8370	1,4185
Setimbang :	0,4764	0,9280	5,5163	11,0326	5,5163



Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor-04

KOMPONEN	input		output	
	kg	kgmol	kgmol	kg
C8H9Br	13,6808	0,0739	0,0739	13,6808
B2O3	45,2119	0,6492	0,6492	45,2119
C8H9SO3Br	501,4398	1,8922	0,4764	126,2460
NaOH	151,3760	3,7844	0,9280	36,6920
C8H7SO3Na	844,1468	4,0978	5,5163	1.136,3578
H2O	626,7208	34,8178	34,8178	677,7868
NaBr	422,0734	4,0978	5,5163	568,1789
<b>total</b>	<b>2.604,6495</b>	<b>10,4975</b>	<b>7,6438</b>	<b>2.604,6495</b>

6. Evaporator

Tabel 4.7. Neraca Massa Evaporator

KOMPONEN	masuk kg	keluar	
		top kg	bottom kg
C8H9Br	13,6808	12,3127	1,3681
B2O3	45,2119		45,2119
C8H9SO3Br	126,2460		126,2460
NaOH	36,6920		36,6920
C8H7SO3Na	1.136,3578		1.136,3578
H2O	677,7868	677,7868	
NaBr	568,1789		568,1789
		<b>690,0995</b>	<b>1.914,0547</b>
<b>total</b>	<b>2.604,6495</b>	<b>2.604,6495</b>	



## 7. Thickener

Tabel 4.8. Neraca Massa Thickener

KOMPONEN	masuk kg	keluar	
		top kg	bottom kg
C8H9Br	1,3681		1,3681
B2O3	45,2119		45,2119
C8H9SO3Br	126,2460	126,2460	
NaOH	36,6920		36,6920
C8H7SO3Na	1.136,3578	1.136,3578	
NaBr	568,1789		568,1789
		<b>1.262,6038</b>	<b>651,4509</b>
<b>total</b>	<b>1.914,0547</b>	<b>1.914,0547</b>	

### 4.4.2. Neraca Panas

#### 1. Reaktor -01

Tabel 4.9. Neraca Panas Reaktor-01

	Masuk	Keluar
Panas masuk	35.219,8184	-
Panas Reaksi	-	57.559,6376
Panas Keluar	-	28.391,8174
Pendingin	50.731,6366	-
	<b>85.951,4550</b>	<b>85.951,4550</b>

#### 2. Reaktor-02

Tabel 4.10. Neraca Panas Reaktor-02

	Masuk	Keluar
Panas masuk	28.391,8175	-
Panas Reaksi	-	16.539,8758
Panas Keluar	-	26.467,0711



Pendingin	14.615,2654	-
	43.007,0829	43.007,0829

### 3. Decanter

**Tabel 4.11. Neraca Panas Decanter**

	masuk	keluar
Panas masuk	14.565,2404	-
Panas Keluar Top	-	11.677,1685
Panas Keluar Bottom	-	2.888,2519
	14.565,2404	14.565,4204

### 4. Reaktor -03

**Tabel 4.12. Neraca Panas Reaktor-03**

	Masuk	Keluar
Panas Masuk	61.560,1284	-
Panas Reaksi	-	346.305,6460
Panas Keluar	-	32.031,0496
Steam	316.776,5672	-
	378.336,6956	378.336,6956

### 5. Reaktor-04

**Tabel 4.13. Neraca Panas Reaktor-04**

	Masuk	Keluar
Panas Masuk	41.414,4094	-
Panas Reaksi	-	80.261,6309
Panas Keluar	-	30,052,5914
Stteam	68.899,8129	-
	110.314,2223	110.314,2223



## 6. Evaporator

**Tabel 4.14. Neraca Panas Evaporator**

	Kkal/jam	Kkal/jam
Panas masuk	40.779,4344	
Panas Keluar		64.075,7320
Steam	23.296,2976	
	64.075,7320	64.075,7320

## 7. Thickener

**Tabel 4.15. Neraca Panas Thickener**

	masuk	keluar
Panas masuk	22.294,7152	-
Panas Keluar Top	-	14.458,8021
Panas Keluar Bottom	-	7.835,9131
	22.294,7152	22.294,7152

### 4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar



#### **4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik sodium styrene sulfonat ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah

Kebutuhan air pada pabrik sodium styrene sulfonat diperoleh dari Sungai Cikande yang terletak tidak jauh dari pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air sungai dipergunakan untuk:

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.



- e. Tidak terdekomposisi.
2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain
3. Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .  $O_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

4. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:



a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

5. Air minum

**Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :**

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

a. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01) setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System (LCS)* yang terdapat di bak penampung



berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (*Powell,ST, p-14*).

c. Pengendapan secara kimia

Air akan masuk ke *premix tank* (PTU) dan *clarifier* (CLU). *Premix tank* berfungsi mencampur air dengan menambahkan koagulan berupa tawas 5 % . Sehingga didapatkan air berada dalam range pH 6,5-7,5. *Clarifier* (CLU) berfungsi mengendapkan flok-flok yang terbentuk dalam pencampuran di *Premix tank*. Waktu tinggal dalam *clarifier* ini berkisar 2-8 jam (*Powell,ST, p-47*). Di dalam *clarifier* kotoran yang telah mengendap di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke *sand filter* atau bak saringan pasir (SFU), yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di *clarifier*. Air dari *sand filter* dialirkan menuju bak penampung sementara (BU-02). Air dari BU-02 ini dapat digunakan langsung untuk *make up* air pendingin, sedangkan air untuk perkantoran, pabrik dan air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu.



### Unit Pengolahan Air Untuk Perumahan Dan Perkantoran

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari bak penampung sementara (BU-02) masuk ke tangki klorinator (TCU). Tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman sebelum ditampung dalam bak distribusi (BU-03), yang kemudian di distribusikan untuk kebutuhan sehari-hari di kantor dan perumahan pabrik

### Unit Pengolahan Air Untuk Umpan Boiler

Tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan boiler meliputi :

a. Unit Demineralisasi air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain-lain. dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ .



Air dari BU-02 diumpankan ke tangki *kation exchanger* (KEU) untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ . Air yang keluar dari *kation exchanger* (KEU) kemudian diumpankan ke *anion exchanger* (AEU) untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Jenis anion yang ada adalah  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SiO}_3^{2-}$ . Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2 kemudian dialirkan ke unit deaerator.

b. Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ . Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu karena dapat menimbulkan korosi pada alat-alat proses. Unit deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas ini. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan-bahan tersebut adalah :

- Hidrazin berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain seperti  $\text{CO}_2$  dihilangkan melalui stripping dengan uap air bertekanan rendah.

- Dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) untuk mencegah terbentuknya kerak pada *heat exchanger*.



### Unit Pengolahan Air Untuk Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan di *cooling tower* (CTU). Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penampung sementara (BU-04). Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk dapat digunakan kembali air perlu didinginkan di *cooling tower*.

Kebutuhan air pendingin dapat dibagi menjadi :

Tabel 4.16. Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan	
		(kg/jam)	lb/jam
1	Cooler 01	1914.3934	4220.4440
2	Cooler 02	260.6942092	574.7226835
3	Kondenser	2329.6298	5136.8336
4	Reaktor 01	10146.32733	22368.44649
5	Reaktor 02	2923.05309	6444.120569
	$\Sigma$	17574.0978	38744.5674





#### 4.5.2. Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 886,6557 kg/jam

Tekanan : 2 atm

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 -110<sup>0</sup>C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 2 atm,



baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

Tabel 4.17. Kebutuhan *Steam*

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah	kebutuhan
		(Lb/jam)	(kg/jam)
1	Heater 01	31.1421	14.1234
2	Heater 02	85.4933	38.7725
3	Heater 03	97.4271	44.1846
4	Heater 04	163.4090	74.1084
5	Reaktor 03	1295.5270	587.6511
6	Reaktor 04	281.7808	127.8158
7	evaporator	95.7787	43.4357
	$\Sigma$	2050.5580	930.0913

#### 4.5.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik sodium styrene sulfonat ini sebesar 314,7803 KW. Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, alat kontrol dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut, pabrik amil asetat menggunakan listrik dari PLN dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 2000 kW jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 2000 KWatt
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 buah



Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50% dan diesel 50%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik untuk keperluan proses

➤ Peralatan proses

Tabel 4.18. Kebutuhan Listrik Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa 1	P-01	1	0,25	0,25
2	Pompa 2	P-02	1	0,25	0,25
3	Pompa 3	P-03	1	0,5	0,5
4	Pompa 4	P-04	1	0,25	0,25
5	Pompa 5	P-05	1	0.0833	0.0833
6	Pompa 6	P-06	1	0,25	0,25
7	Pompa 7	P-07	1	0.1667	0.1667
8	Pompa 8	P-08	1	0,25	0,25
9	Pompa 9	P-09	1	0,5	0,5
10	Pompa 10	P-10	1	0,5	0,5



11	Pompa 11	P-11	1	0.125	0.125
12	Pompa 12	P-12	1	0.1667	0.1667
13	Pompa 13	P-03	1	1	1
14	Pengaduk reaktor	R-1	2	40	80
15	Pengaduk reaktor	R-2	2	25	50
	Total				134,2917

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 134,2917 Hp

➤ Peralatan Utilitas

Tabel 4.19. Kebutuhan Listrik Utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Fokulator	FL	1	0,0500	0,0500
2	Deaerator	DE	1	0,0500	0,0500
3	Blower	BL	1	15,0000	1,0000
4	Pompa	PU-01	1	1,0000	1,0000
5	Pompa	PU-02	1	0,1250	0,1250
6	Pompa	PU-03	1	1,0000	1,0000
7	Pompa	PU-04	1	0,5000	0,5000
8	Pompa	PU-05	1	1,0000	1,0000
9	Pompa	PU-06	1	1,0000	1,0000
10	Pompa	PU-07	1	1,5000	1,5000
11	Pompa	PU-08	1	1,0000	1,0000
12	Pompa	PU-09	1	2,0000	2,0000
13	Pompa	PU-10	1	2,0000	2,0000
14	Pompa	PU-11	1	0,0500	0,0500
15	Pompa	PU-12	1	0,0500	0,0500
16	Pompa	PU-13	1	0,0500	0,0500
17	Pompa	PU-14	1	0,0500	0,0500
					26,4250

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 26,4250 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

$$134,2917 \text{ Hp} + 26,4250 \text{ Hp} = 160,7167 \text{ Hp}$$



Over design 20 %, maka total kebutuhan listrik = 192,86 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- ◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 77,1440 Hp
- ◆ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 48,2150 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar :

$$192,86 \text{ Hp} + 77,1440 \text{ Hp} + 48,2150 \text{ Hp} = 318,2191 \text{ Hp}$$

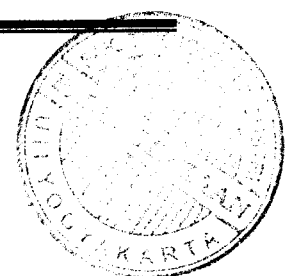
Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik :

$$\frac{80}{100} \times 318,2191 \text{ Hp} \times \frac{0,7457 \text{ kW}}{\text{Hp}} = 296,3415 \text{ kW}$$

#### 4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *Industrial Diesel Oil* (IDO) yang diperoleh dari PT. Pertamina, Banten. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *Medium Furnace Oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Banten.

Unit ini menyimpan kebutuhan bahan bakar untuk boiler sebesar 886,6557 kg/jam, sehingga kapasitas tangki untuk kebutuhan selama 14 hari adalah 297916,3 kg. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 428,4318 kg/jam, sehingga kapasitas tangki untuk kebutuhan selama 2 hari adalah





20564,73 kg. Alat untuk penyediaan bahan bakar berupa tangki bahan bakar yang berbentuk tangki silinder dengan *Conical Roof dan Flat Bottomed*

#### 4.5.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *biodiesel* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

##### 1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

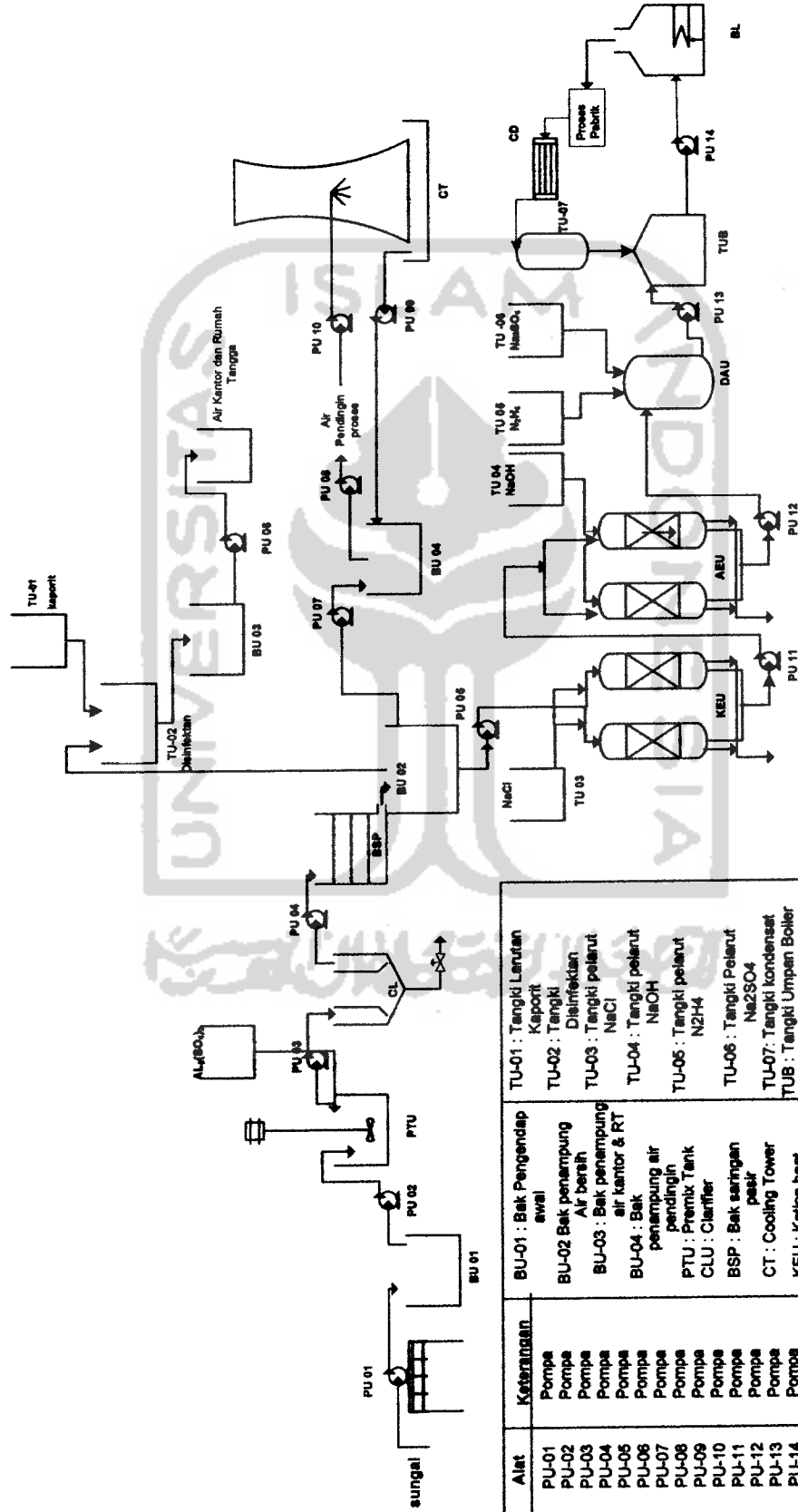
- Air buangan yang mengandung zat *organik*
- Buangan air *domestik*.
- *Back wash filter*, air berminyak dari pompa
- *Blow down cooling water*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, *aerasi* dan *injeksi gas klorin*.

##### 2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM UTILITAS



Alet	Keterangan	Legenda
PU-01	Pompa	TU-01 : Tangki Lanjutan
PU-02	Pompa	TU-02 : Tangki Kaporit
PU-03	Pompa	TU-03 : Tangki Disinfeksi
PU-04	Pompa	TU-04 : Tangki pelarut NaCl
PU-05	Pompa	TU-05 : Tangki pelarut NaOH
PU-06	Pompa	TU-06 : Tangki pelarut Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
PU-07	Pompa	TU-07 : Tangki pelarut Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
PU-08	Pompa	TU-08 : Tangki kondensat
PU-09	Pompa	TU-09 : Tangki Umpam Boiler
PU-10	Pompa	BL : Boiler
PU-11	Pompa	DAU : Deserator
PU-12	Pompa	
PU-13	Pompa	
PU-14	Pompa	



#### 4.5.6. Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

##### 1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi	: Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai
Jenis	: Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 33,9103 m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	: 5 jam
Dimensi	:
♦ Tinggi	= 2,5 m
♦ Lebar	= 2,6042 m
♦ Panjang	= 5,2085 m
Harga	: Rp 38.753.361,07

##### 2. Bak Flokulator (FL)

Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.
Kapasitas	: 6,7821 m <sup>3</sup>
Jenis	: Bak silinder tegak.
Dimensi	:
a. Tinggi	= 2,0519 m
b. Diameter	= 2,0519 m





Power pengaduk : 0,05 Hp  
Harga : \$ 19.444,8384

### 3. Clarifier (CLU)

Fungsi : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air.

Jenis : Bak silinder tegak dengan *bottom* kerucut.

Kapasitas : 6,7821 m<sup>3</sup>

Waktu pengendapan : 1 jam.

Dimensi :

◆ Diameter = 2,0519 m

◆ Tinggi Clarifiers = 2,7359 m

Harga : \$ 18.083,0036

### 4. Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifer.

Jenis : Bak empat persegi panjang.

Kapasitas : 1,5582 m<sup>3</sup>

Debit aliran : 24,8845 gpm

Tinggi : 2,0220 m

Tinggi lapisan pasir : 1.6850 m

Panjang : 0,8778 m

Lebar : 0,8778 m



Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh  
Jumlah : 1 buah  
Harga : Rp.1.780.739,15

**5. Bak Penampung Air Bersih (BU-02)**

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir.  
Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang  
Volume : 33,9103 m<sup>3</sup>  
Panjang : 5,2085 m  
Tinggi : 2,5 m  
Lebar : 2,6042 m  
Jumlah : 1 buah  
Harga : Rp. 38.753.361,07

**6. Bak Penampung Air Kantor Dan Rumah Tangga (BU-03)**

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga.  
Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang  
Volume : 21,57 m<sup>3</sup>  
Tinggi : 1,5 m  
Panjang : 5,3628 m  
Lebar : 2,6814 m  
Jumlah : 1 buah



Harga : Rp. 26.895.000,00

**7. Bak Penampung Air Pendingin (BU-04)**

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Volume : 8,3104 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,5 m

Panjang : 3,3288 m

Lebar : 1,6644 m

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 9.141.477,09

**8. Cooling Tower (CT)**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 34.626,8071 kg/jam.

Jenis : Cooling tower induced draft

Tinggi : 4,0632 m

Ground area : 4,7214 m<sup>2</sup>

Panjang : 2,1729 m

Lebar : 2,1729 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 54.490,1814



### 9. Blower Cooling Tower (BCT)

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang didinginkan

Kebutuhan udara : 4.634,1412 ft<sup>3</sup>/jam

Power blower : 41,5801 Hp

Power motor : 11,3496 Hp

Jumlah : 1

Harga : 4.042,2323

### 10. Kation Exchanger (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder tegak

Tinggi : 1,905 m

Volume : 0,0461 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,1755 m

Tebal : 0,0033 m

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 3.466,7148

### 11. Anion Exchanger (AEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO<sub>4</sub>, dan NO<sub>3</sub>.

Jenis : Silinder tegak



---

Tinggi	: 1,9050 m
Volume	: 0,4616 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,5556 m
Tebal	: 0,0036 m
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 3.466,7148

## 12. Tangki Deaerator (DAU)

Fungsi	: Membebaskan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> dan larutan NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O
Jenis	: Bak Silinder tegak
Tinggi	: 0,6472 m
Volume	: 0,2128 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,6472 m
Jenis pengaduk	: Marine propeller 3 blade
Power pengaduk	: 0,05 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 8.683,5154



### 13. Tangki Larutan Kaporit (TU-01)

Fungsi	: Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan air	: 1.497,9167 kg/jam
Kadar Clorine dalam kaporit	: 49,6 %
Kebutuhan kaporit	: 0,0121 kg/jam
Tinggi	: 0,6431 m
Volume	: 0,2087 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,6431 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 7.255,7803

### 14. Tangki Desinfektan (T-02)

Fungsi	: Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Tinggi	: 1,3181 m
Volume	: 1,7975 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,3184 m
Jumlah	: 1 buah



Harga : \$ 26.407,03509

**15. Tangki Larutan NaCl (TU-03)**

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaCl : 2,3461 ft<sup>3</sup>/hari

Tinggi : 0,4666 m

Volume : 0,0797 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,4666 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 3.777,5208

**16. Tangki Pelarut NaOH (TU-04)**

Fungsi : Membuat larutan NaOH jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger.

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaOH : 0,6517 ft<sup>3</sup>/hari

Tinggi : 0,3044 m

Volume : 0,0221 m<sup>3</sup>

Diameter : 0,3044 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 1.751,5614



### 17. Tangki Penampung $N_2H_4$ (TU-05)

Fungsi	: Melarutkan $Na_2H_4$ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan $Na_2H_4$	: 0,0053 kg/jam
Tinggi	: 0,4892 m
Volume	: 0,0919 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,4892 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.114,6327

### 18. Tangki Pelarut $Na_2SO_4$ (TU-06)

Fungsi	: Melarutkan $Na_2SO_4$ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan $Na_2SO_4$	: 0,0053 kg/jam
Tinggi	: 0,4892 m
Volume	: 0,0919 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,4892 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.114,6327





---

### 19. Tangki Penampung Kondensat (TU-07)

Fungsi	: Menampung kondensat dari alat proses sebelum di sirkulasi menuju tangki umpan boiler.
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Tinggi	: 1,2016 m
Volume	: 1,3619 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,2016 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 15262,9878

### 20. Tangki Umpan Boiler (TUB)

Fungsi	: Menampung umpan boiler
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Tinggi	: 0,1451 m
Volume	: 0,0024 m <sup>3</sup>
Diameter	: 0,1451 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 339,8342

### 21. Tangki Bahan Bakar Generator (TBU-01)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan bahan bakar generator selama 15 hari
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Tinggi	: 1,9538 m

---



---

Volume	: 5,8546 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,9538 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.593,3791

## 22. Boiler (BLU)

Fungsi	: Membuat steam jenuh pada suhu 248°F dan tekanan 2 atm
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	:
♦ Tekanan	= atm
♦ Suhu air umpan boiler	= 215,6 °F
♦ Suhu steam jenuh	= 248 °F
Spesifikasi tube	:
♦ OD	= 2 in
♦ ID	= 1,834 in
♦ Sch. No	= 40
♦ Panjang	= 24 ft
♦ Jumlah	= 54 tube
Jenis	: Fire tube boiler
Harga	: \$ 21.921,51881



### 23. Generator (GU)

Fungsi	: Membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN padam
Jenis	: Generator diesel
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2000 kW
Kebutuhan bahan bakar	: 428,4318 kg/jam
Jenis bahan bakar	: <i>Industrial Diesel Oil (IDO)</i>
Harga	: \$ 42.744,5711

### 24. Tangki Bahan Bakar Boiler (TBU-02)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler selama 15 hari
Jenis	: Medium furnace oil
Tinggi	: 3,0034 m
Volume	: 21,2676 m <sup>3</sup>
Diameter	: 3,0034 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.593,3791



---

### 25. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap sebanyak 6112,3464 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 5631,0964 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 2,3702 ft/s
Head pompa	: 17,0688 ft
Tenaga pompa	: 0,4865 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 1037,6617 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 16.517,4140

### 26. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap kedalam bak flokulator sebanyak 6112,3464 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 5631,0964 kg/jam

---



Kecepatan linier cairan : 0,6263 ft/s

Head pompa : 2,7340 ft

Tenaga pompa : 0,0779 Hp

Tenaga motor : 0,125 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 4098,3136 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 16.517,4140

**27. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak flokulator kedalam clarifer sebanyak 6112,3464 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 5631,0964 kg/jam

Kecepatan linier cairan : 0,6263 ft/s

Head pompa : 15,7485 ft

Tenaga pompa : 0,4488 Hp

Tenaga motor : 1 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 1102,2467 rpm

Jumlah : 1 buah



Harga : \$ 16.517,4140

**28. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)**

Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier menuju bak saringan pasir 6112,3464 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 5631,0964 kg/jam

Kecepatan linier cairan : 0,6263 ft/s

Head pompa : 6,3137 ft

Tenaga pompa : 0,1799 Hp

Tenaga motor : 0,25 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 2187,7290 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 16.517,4140

**29. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)**

Fungsi : Mengalirkan air pencuci bak saringan pasir dari bak penampung air bersih menuju tangki kation exchanger pasir sebanyak 6112,3464 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed Flow Impeller



---

Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 5631,0964 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 0,6263 ft/s
Head pompa	: 14,9594 ft
Tenaga pompa	: 0,4263 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 1145,5726 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 16.517,4140

### **30. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke bak penampung air untuk kantor dan rumah tangga, bak penampung air pendingin, bak penampung air proses dan tangki pembangkit steam sebanyak 6112,3464 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 5631,0964 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 0,6263 ft/s
Head pompa	: 15,7187 ft

---



---

Tenaga pompa	: 0,4480 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 1103,8142 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 16.517,4140

**31. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih menuju bak air pendingin sebanyak 6112,3464 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 5631,0964 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 3,9069 ft/s
Head pompa	: 28,0900 ft
Tenaga pompa	: 0,8006 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 714,1575 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 16.517,4140





---

### 32. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air pendingin sebanyakmenuju air proses sebanyakn 3462,6807 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 5631,0964 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 2,4024 ft/s
Head pompa	: 42,5642 ft
Tenaga pompa	: 0,8205 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 410,0481 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 12.031,7904

### 33. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan lagi sebagai pendingin sebanyak 13.850,7229 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller

---



---

Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 13.850,7229 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 2,6511 ft/s
Head pompa	: 32,4637 ft
Tenaga pompa	: 1,3175 Hp
Tenaga motor	: 2 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 1.004,8503 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 27.641,7958

#### **34. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)**

Fungsi	:Mengalirkan air pendingin bebas dari proses menuju cooling tower untuk didinginkan sebanyak 13.850,7229 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 13.850,7229 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 2,6511 ft/s
Head pompa	: 31,8593 ft
Tenaga pompa	: 1,2930 Hp

---



---

Tenaga motor	: 2 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 1.019,1117 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 27.641,7958

**35. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki anion sebanyak 177,3311 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 177,3311 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 0,8240 ft/s
Head pompa	: 14,1241 ft
Tenaga pompa	: 0,0279 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 424,4875 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.022,8039

**36. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki
--------	---

---



---

	daerator sebanyak 177,3311 kg/jam
Jenis	: Single centrifugal pump
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 177,3311 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 0,8240 ft/s
Head pompa	: 14,1241 ft
Tenaga pompa	: 0,0279 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 424,4875 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.022,8039

**37. Pompa Utilitas – 13 (PU-13)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari daerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 177,3311 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 177,3311 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 0,2899 ft/s
Head pompa	: 3,4762 ft

---



---

---

Tenaga pompa	: 0,0069 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 1.214,7986 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.022,8039

**38. Pompa Utilitas – 14 (PU-14)**

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki umpan blower menuju boiler sebanyak 177,3311 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 177,3311 kg/jam
Kecepatan linier cairan	: 0,2899 ft/s
Head pompa	: 3,4762 ft
Tenaga pompa	: 0,0069 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 1.214,7986 rpm
Jumlah	: 1 buah



---

Harga : \$ 2.022,8039

#### **4.6. Laboratorium**

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produk yang dihasilkan yaitu sodium styrene sulfonat. Oleh sebab itu mempertahankan mutu barang merupakan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Menyadari pentingnya mempertahankan kualitas tersebut, maka pabrik sodium styrene sulfonat membentuk bagian yang bertugas mengendalikan mutu tersebut yaitu seksi jaminan mutu, seksi pengendalian proses yang bertugas dalam ruang *Central Control Room* dan bidang penelitian.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

a. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

b. Laboratorium Analisa/Analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan



bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

c. **Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan**

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

**4.6.1. Seksi Jaminan Mutu**

Seksi jaminan mutu pada pabrik sodium styrene sulfonat bertugas sebagai:

1. Melakukan pengujian komposisi dan kualitas bahan baku ( $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$ ).
2. Melakukan evaluasi dan melakukan tindakan koreksi dan pencegahan terhadap penyimpangan yang terjadi pada bahan baku.
3. Memberikan status inspeksi dan pengujian bahan dan produksi akhir.

Tanggungjawab seksi jaminan mutu antara lain adalah:

1. Menjamin kualitas produk etanol memenuhi standar SII (Standar Industri Indonesia).
2. Melakukan pengujian secara kimia dan bertanggung jawab terhadap kalibrasi peralatan laboratorium.



Pengujian secara kimia meliputi:

- a. Pengujian bahan baku.
- b. Pengujian ini dilakukan untuk menguji bahan baku  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$ . Bahan baku yang diterima terlebih dahulu diuji kualitasnya sebelum dipindahkan ketangki penyimpanan.

Parameter yang diukur untuk bahan baku  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$  adalah kandungan  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$ , kadar air, dan kadar zat-zat pengotor.

Alat-alat yang digunakan pada laboratorium antara lain:

1. Moisture Analyzer

Alat ini digunakan untuk menentukan kadar air dalam  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$

2. Oksigen Analyzer

Alat ini digunakan untuk menentukan kadar oksigen, nitrogen dan gas-gas yang lain didalam udara.

- c. Pengujian produk ethanol kualitas produk yang dihasilkan merupakan salah satu standar yang diperkenankan dan dijadikan sebagai komitmen perusahaan dalam melayani konsumen.

Analisa yang dilakukan adalah analisa kandungan kimiawi terhadap produk.





#### 4.6.2. Seksi Pengendalian Mutu

Tugas utama dari unit ini adalah untuk mengendalikan kualitas bahan selama proses produksi yang sedang berlangsung yaitu mengatur komponen bahan baku, sehingga didapatkan produk dengan kualitas yang diinginkan. Melakukan pengujian terhadap bahan baku dengan menggunakan analisa kimia.

Seksi pengendalian proses membawahi tiga kelompok kerja sebagai berikut:

a. Analisa produksi

Bertugas membuat data produksi ethanol mulai dari pemakaian bahan baku sampai proses produksi.

b. Pengendalian mutu

Bertugas mengendalikan jalannya proses pembuatan ethanol dari hulu ke hilir dari segi kualitas.

c. Pengolahan kebutuhan air

Bertugas menyediakan air yang layak digunakan sebagai air proses dan air sanitasi. Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, kadar minyak, sulfat, silica, dan konduktifitas air.

Alat-alat yang digunakan antara lain:

- a. PH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman/kebasahan air.



- b. Spectrofotometer, untuk menentukan jenis senyawa terlarut yang dalam air.
- c. Spectroskopi, untuk menentukan kadar silica, sulfat, hydrazine, turbiditas, kadar pospat dan kadar sulfat.
- d. Peralatan gravimetric, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.
- e. Peralatan titrasi, untuk mengetahui kandungan klorida, kesadahan dan alkalinitas.
- f. Conductivitymeter, untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Beberapa kegiatan yang dilakukan pada seksi pengendalian proses adalah

- a. Inspeksi  
Meliputi pengamatan (pengambilan) contoh pada tiap proses.
- b. Analisa  
Meliputi analisa kimia di laboratorium kimia.



c. Pengambilan tindakan

Diadakan pengambilan tindakan bila produk yang didapatkan dari proses tidak sesuai dengan persyaratan.

Pengontrolan dilakukan terhadap:

- Bahan baku pembuatan ethanol
- Umpan masuk reaktor, separator dan menara distilasi

#### **4.6.3. Seksi Bidang Penelitian**

Unit penelitian salah satu tugasnya adalah analisa bahan bakar (minyak bakar). Analisa minyak bakar pada pabrik ethanol bertujuan untuk mengendalikan mutu minyak. Karakteristik minyak bakar yang perlu diketahui secara umum adalah:

- a. Analisa berat jenis dengan menggunakan alat higrometer.
- b. Analisa viskositas dengan menggunakan alat viscometer kinematik atau dengan alat Saybolt Universal (SSU).
- c. Analisa kadar air dengan alat Water Content Tester.
- d. Analisa sedimen content.
- e. Analisa warna.
- f. Analisa nilai kalor.
- g. Analisa flash point.



#### **4.7. Keselamatan dan Kesehatan Kerja**

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal kesakitan, kematian, kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk itu setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian seperti helm, sarung tangan, masker dan lain-lain.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun. Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktifitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula *portable fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.



## **4.8. Organisasi Perusahaan**

### **4.8.1. Bentuk Organisasi**

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan menjadi empat, yaitu:

- 1) Perusahaan perorangan, modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.
- 2) Persekutuan firma, modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.
- 3) Persekutuan Komanditer (*CV / Commanditaire Veenootshaps*) terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).
- 4) Perseroan Terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada prarancangan pabrik sodium styrene sulfonat adalah perseroan terbatas (PT). PT merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modal dari penjualan sahamnya dan tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih.



Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan perusahaan atau PT tersebut. Orang yang memiliki saham berarti telah menyertor modal ke perusahaan dan berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyertor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk PT ini berdasarkan pada beberapa faktor, antara lain:

- 1) Mudah mendapat modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya dan karyawan perusahaan.
- 5) Efisiensi manajemen

Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi, seperti direktur utama.

- 6) Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.



Ciri – ciri PT adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan

#### **4.8.2. Struktur Organisasi**

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan.

Terdapat beberapa macam struktur organisasi antara lain:

##### **Struktur Organisasi Line**

Di dalam sturuktur ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan–tingkatan manajerial. Individu-individu dalam departemen-departemen melaksanakan kegiatan utama



perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya dengan satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

➤ **Struktur Organisasi Fungsional**

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Bila dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

➤ **Struktur Organisasi Line dan Staff**

Staf merupakan individu atau kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu mencapai tujuan organisasi dengan lebih efektif.

Maka struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sangat jelas. Sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staf ahli akan memberikan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan.





Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direksi utama yang dibantu oleh direksi produksi serta direksi keuangan dan umum. Direksi produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direksi keuangan dan umum membawahi bidang keuangan dan umum. Direksi ini membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala pengawas pada masing-masing seksi. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direksi utama yang dibantu oleh direksi produksi serta direksi keuangan dan umum. Direksi produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direksi



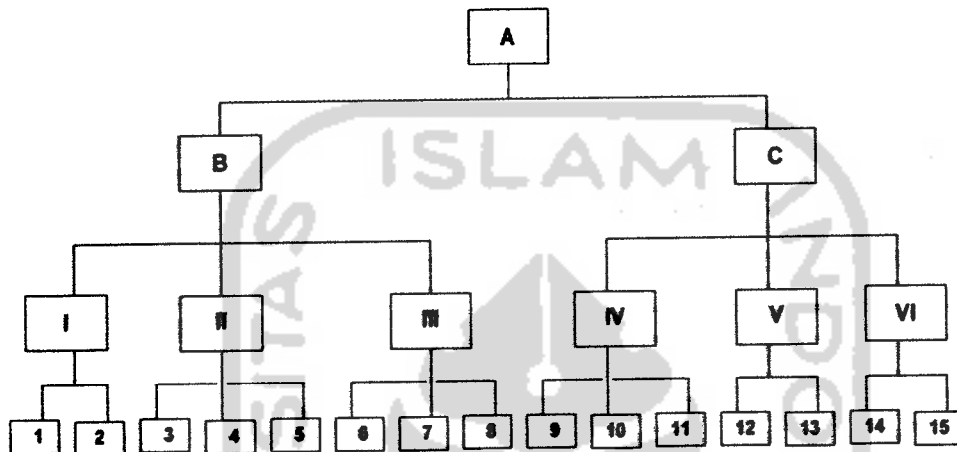
keuangan dan umum membawahi bidang keuangan dan umum. Direksi ini membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada kapala pengawas pada masing-masing seksi

Manfaat adanya struktur organisasi adalah:

1. Persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain lebih jelas.
2. Penempatan pegawai lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan lebih terarah.
4. Turut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Dapat megatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



### STRUKTUR ORGANISASI



Keterangan :

- A : Direktur Utama
- B : Direktur Teknik dan Produksi
- C : Direktur Keuangan dan Umum
- I : Kepala Bagian Teknik
- II : Kepala Bagian Produksi
- III : Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan
- IV : Kepala Bagian Umum
- V : Kepala Bagian Pemasaran
- VI : Kepala Bagian Keuangan
- 1 : Kepala Seksi Pemeliharaan
- 2 : Kepala Seksi Utilitas
- 3 : Kepala Seksi Proses
- 4 : Kepala Seksi Produksi
- 5 : Kepala Seksi Laboratorium
- 6 : Kepala Seksi Pengembangan
- 7 : Kepala Seksi Penelitian
- 8 : Kepala Seksi Pengendalian
- 9 : Kepala Seksi Personalia
- 10 : Kepala Seksi Humas
- 11 : Kepala Seksi Keamanan
- 12 : Kepala Seksi Pembelian
- 13 : Kepala Seksi Penjualan
- 14 : Kepala Seksi Administrasi
- 15 : Kepala Seksi Kas

Gambar 4.4. Struktur Organisasi Perusahaan



---

### **4.8.3. Tugas dan Wewenang**

#### **4.8.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **4.8.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain :

- Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan , alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- Mengawasi tugas direksi
- Membantu direksi dalam hal yang penting



#### **4.8.3.3. Dewan Direksi**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.



2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

#### **4.8.3.4. Staff Ahli**

*Staff* ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang hukum

#### **4.8.3.5. Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai *staff* direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

##### **a. Kepala Bagian Produksi**

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.



Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi produksi
- Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya.

Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

c. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian penelitian dan pengembangan membawahi :

- Seksi pengendalian
- Seksi pengembangan
- Seksi penelitian



d. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

e. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

f. Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan





#### **4.8.3.6. Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

##### **a. Kepala Seksi Proses**

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Tugas seksi proses antara lain :

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

##### **b. Kepala Seksi Pengendalian**

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

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



- Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal analisa produksi.

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- Menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Menganalisa mutu produksi,
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

d. Kepala Seksi Produksi

Tugas Kepala Seksi Produksi bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan produksi.

Tugas seksi Produksi antara lain :

- Mengawasi mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Mengawasi mutu produksi, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

e. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.



Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

f. Kepala Seksi Utilitas

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

g. Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

h. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.



i. Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

- Tugas seksi Keuangan antara lain :
- Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Tugas seksi Penjualan antara lain :

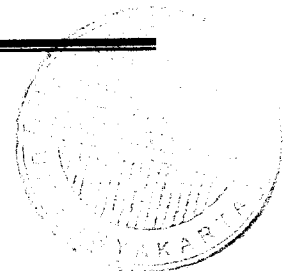
- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

k. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Tugas seksi pembelian antara lain :

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





1. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Tugas seksi Personalia antara lain :

- Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

m. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

Tugas seksi Humas antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

n. Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Tugas seksi Keamanan antara lain :



- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### **4.8.4. Sistem Kepegawaian dan Gaji**

Pada pabrik sodium styrene sulfonat ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

##### **1. Karyawan Tetap**

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

##### **2. Karyawan Harian**

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

##### **3. Karyawan Borongan**

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.



#### **4.8.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan**

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

##### **4.8.5.1. Jadwal Non Shift**

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 07.30 – 16.30 WIB.  
Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Jumat : 07.30 – 15.00 WIB.  
Istirahat : 11.30 – 13.00 WIB.

##### **4.8.5.2. Jadwal Shift**

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 07.00 – 15.00 WIB.
- Shift II : 15.00 – 23.00 WIB.
- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB.

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

#### **4.8.6. Penggolongan Jabatan, Karyawan dan Jumlah Gaji**

##### **4.8.6.1. Penggolongan Jabatan**

Tabel 4.20. Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11.	Operator	STM/SMU/Sederajat
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Staff	Sarjana Muda / D III
13.	Medis	Dokter
14.	Paramedis	Perawat
15.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat





#### 4.8.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.21. Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian

NO	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Bagian R & D	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pembelian	1
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1
17.	Kepala Seksi Administrasi	1
18.	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19.	Kepala Seksi Proses	1
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1
21.	Kepala Seksi Laboratorium	1
22.	Kepala Seksi Penelitian	1
23.	Kepala Seksi Pengembangan	1
24.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
25.	Kepala Seksi Utilitas	1
26.	Kepala Seksi Produksi	2
27.	Operator	8
28.	Karyawan Personalia	3
29.	Karyawan Humas	3



30	Karyawan Keamanan	6
31	Karyawan Pembelian	4
32	Karyawan Pemasaran	4
33	Karyawan Administrasi	3
34	Karyawan Kas/Anggaran	3
35	Karyawan Proses	20
36	Karyawan Pengendalian	6
37	Karyawan Laboratorium	6
38	Karyawan Pemeliharaan	4
39	Karyawan Utilitas	6
40	Karyawan KKK	3
41	Karyawan Litbang	4
42	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
43	Dokter	1
44	Perawat	4
45	Sopir	4
46	Cleaning Service	5
	Total	130

#### 4.8.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur



Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.22. Perincian Golongan dan Gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp 18.000.000,00
2	Direktur	Rp 14.000.000,00
3	Staff Ahli	Rp 5.000.000,00
4	Kepala Bagian	Rp 8.000.000,00
5	Kepala Seksi	Rp 5.000.000,00
6	Sekretaris	Rp 2.000.000,00
7	Dokter	Rp 4.000.000,00
8	Perawat	Rp 1.800.000,00
9	Karyawan	Rp 2.000.000,00
10	Satpam	Rp 2.000.000,00
11	Sopir	Rp 1.200.000,00
12	Cleaning Service	Rp 1.000.000,00
13	Pemadam kebakaran	Rp.1.500.000,00

#### 4.8.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

##### 1. Salary

- a. Salary/bulan
- b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
- c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
- d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
- e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*

##### 2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalia K, 03 521 129



- 
- a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
  - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
    - 1,5 % tanggungan perusahaan
    - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
- a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
  - b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan
- Untuk staff disediakan mess.
5. Rekreasi dan olahraga
- a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
  - b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis
6. Kenaikan gaji dan promosi
- a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
  - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.



7. Hak cuti dan ijin

- a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
- b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.

8. Pakaian kerja dan sepatu.

Pakaian diberikan pada karyawan sejumlah 2 pasang untuk setiap tahunnya.

#### **4.8.8. Manajemen Produksi**

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



#### 4.9. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik amil asetat ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
  - Modal Tetap (*Fixed Capital*)
  - Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:
  - Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.



#### 4.9.1. Penaksiran Harga Peralatan

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

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

$N_x$  = nilai indeks tahun X

$N_y$  = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari Majalah "*Chemical Engineering*".

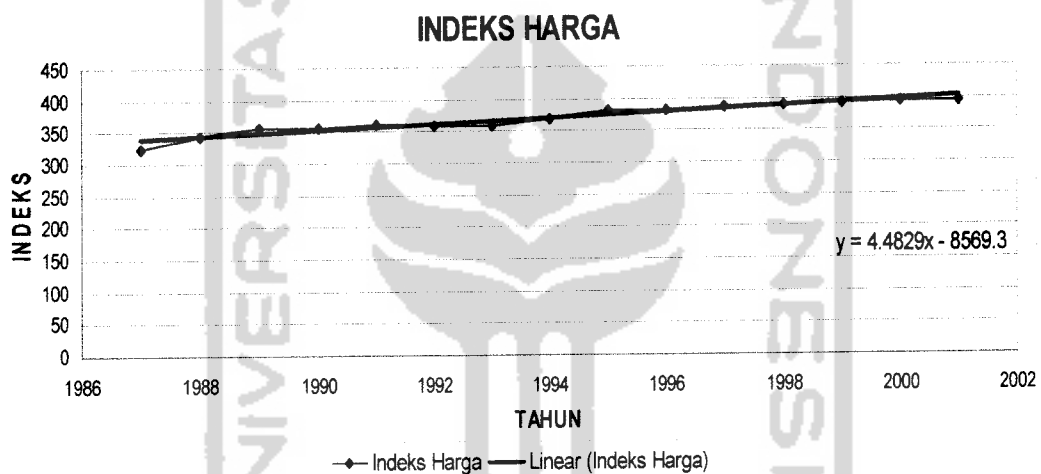
Table 4.23.. Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2



1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3

(Sumber: "Chemical Engineering Progress" & Peter Timmerhause, 1990)



Gambar 4.5.. Grafik Index Harga

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^x \quad (\text{Aries Newton, p-6})$$

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari.





Ca = Kapasitas alat A.

Cb = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause 2<sup>th</sup> edition.

#### 4.9.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 10.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2010
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 9290

#### 4.9.3. Perhitungan Biaya

##### 4.9.3.1. Capital Investment

*Capital investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

- Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.



#### 4.9.3.2. Manufacturing Cost

*Manufacturing cost* adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- a. *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.
- d. *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.9.3.3. General Expense

*General expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.9.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.



#### 4.9.4.1. Percent Return of Investment (ROI)

*Return of Investment* adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr ofit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

#### 4.9.4.2. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

#### 4.9.4.3. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

#### 4.9.4.4. Break Even Point (BEP)

*Break even point* adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.



$$BEP = \frac{Fa \times 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dengan:

$Fa$  = Annual Fixed Expense

$Ra$  = Annual Regulated Expense

$Va$  = Annual Variabel Expense

$Sa$  = Annual Sales Value Expense

#### 4.9.4.5. Shut Down Point (SDP)

*Shut down point* adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

#### 4.9.5. Hasil Perhitungan

##### 4.9.5.1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

###### a. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.24 Fixed Capital Investment

No.	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
1	Delivered Equipment	742.454,62	
2	Equipment Instalation	71.017,40	1.919.277.471,01
3	Piping	316.350,23	2.219.164.575,85
4	Instrumentation	77.473,53	179.932.262,91
5	Insulation	19.368,38	299.887.104,84

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalia K. 03 521 129



6	<i>Electrical</i>	96.841,91	
7	<i>Buildings</i>		15.150.000.000,00
8	<i>Land and Yard Improvement</i>		14.900.000.000,00
9	<i>Utilities</i>	593.092,34	115.323.938,37
	<b><i>Physical Plant Cost</i></b>	<b>1.981.838,56</b>	<b>36.596.319.558,36</b>
10	<i>Engineering and Construction</i>	396.367,71	9.149.079.889,59
	<b><i>Direct Plant Cost</i></b>	<b>2.378.206,27</b>	<b>45.745.399.447,94</b>
11	<i>Contractor's Fee</i>	118.910,31	4.574.539.944,79
12	<i>Contingency</i>	356.730,94	6.861.809.917,19
	<b><i>Fixed Capital</i></b>	<b>2.853.847,52</b>	<b>57.181.749.309,93</b>

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9290,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\$2.853.847,52 \times \text{Rp. } 9000 / \$ 1) + \text{Rp. } 57.181.749.309,93$$

$$= \text{Rp. } 83.693.992.814,80$$

**b. Modal Kerja (*Working Capital*)**

Tabel 4.25. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	839.904,17	
2	<i>In Process Inventory</i>	8.535,9064	35.341.673,89
3	<i>Product Inventory</i>	1.138.120,848	4.712.223.185,48
4	<i>Extended Credit</i>	2.227.500,00	
5	<i>Available Cash</i>	11388120,848	4.712.223.185,48
	<b><i>Total Working Capital</i></b>	<b>5.352.181,77</b>	<b>9.459.788.044,85</b>

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalia K. 03 521 129



Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.290,00

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= (\$5.352.181,77 \times \text{Rp. } 92900 / \$ 1) + \text{Rp } 9.459.788.044,85$$

$$= \text{Rp } 59.324.002.841,04$$

#### 4.9.5.2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

##### a. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.26. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>	10.078.849,99	
2	<i>Labor Cost</i>		4.764.000.000,00
3	<i>Supervision</i>		476.400.000,00
4	<i>Maitenance</i>		285.840.000,00
5	<i>Plant Supplies</i>		42.876.000,00
6	<i>Royalties and Patents</i>	534.600,00	
7	<i>Utilities</i>		39.351.614.815,48
	<b><i>Direct Manufacturing Cost</i></b>	<b>10.613.449,99</b>	<b>44.920.730.815,48</b>
1	<i>Payroll and Overhead</i>		762.240.000,00
2	<i>Laboratory</i>		571.680.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>		2.858.400.000,00
4	<i>Packaging ang Shipping</i>	2.673.000,00	
	<b><i>Indirect Manufacturing Cost</i></b>	<b>2.673.000,00</b>	<b>4.192.320.000,00</b>
1	<i>Depreciation</i>	285.384,7525	4.192.320.000,00
2	<i>Property Taxes</i>	57.076,9505	1.143.634.986,20

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalia K, 03 521 129



3	<i>Insurance</i>	28.538,4753	571.817.493,1
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	371.000,00	7.433.627.410,29
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	13.657.450,17	56.546.678.225,77

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.290,00

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

$$= (\$13.657.450,17 \times \text{Rp. } 9290 / \$ 1) + \text{Rp } 56.546.678.225,77$$

$$= \text{Rp } 183.766.833.197,77$$

**b. General Expense**

Tabel 4.27. *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Administration</i>	546.298,0069	2.261.867.129,03
2	<i>Sales</i>	956.021,5121	3.958.267.475,80
3	<i>Research</i>	546.298,0069	2.261.867.129,03
4	<i>Finance</i>	246.180,8788	1.999.246.120,64
	<i>General expense</i>	2.294.798,405	10.481.247.854,51

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.290,00

Sehingga *Total General Expense* :

$$= (\$2.294.798,405 \times \text{Rp. } 9290 / \$ 1) + \text{Rp } 10.481.247.854,51$$

$$= \text{Rp } 31.799.925.033,94$$

Total Biaya Produksi = MC + GE

$$= 183.766.833.197,77 + 31.799.925.033,94$$

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalia K, 03 521 129





= Rp 215.224.315.363,32

#### 4.9.5.3. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp 248.321.700.000,00

Total Biaya Produksi = Rp 215.224.315.363,32

Pajak keuntungan sebesar 48 % Pb *(Aries and Newton, p-190)*

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 33.097.384.636,68

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 15.886.744.625,61

#### 4.9.5.4. Analisa Kelayakan

##### 1. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

◆ ROI sebelum Pajak = 39,5457 %

◆ ROI setelah Pajak = 18,9819 %

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

$$POT = \frac{FCI}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

• POT sebelum Pajak = 2,0183 tahun

• POT setelah Pajak = 3,4504 tahun





**3. Break Even Point (BEP)**

*Fixed Manufacturing Cost (Fa)* = Rp 11.410.463.936,02

*Variabel Cost (Va)* = Rp 172.728.760.388,05

*Regulated Cost (Ra)* = Rp 41.828.145.033,94

*Penjualan Produk (Sa)* = Rp 248.321.700.000,00

$$\text{BEP} = \frac{Fa \times 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

BEP = 51,73 %

**4. Shut Down Point (SDP)**

$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

SDP = 27,09 %

**5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)**

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp 83.693.992.814,80

Working Capital (WC) = Rp 59.181.556.669,52

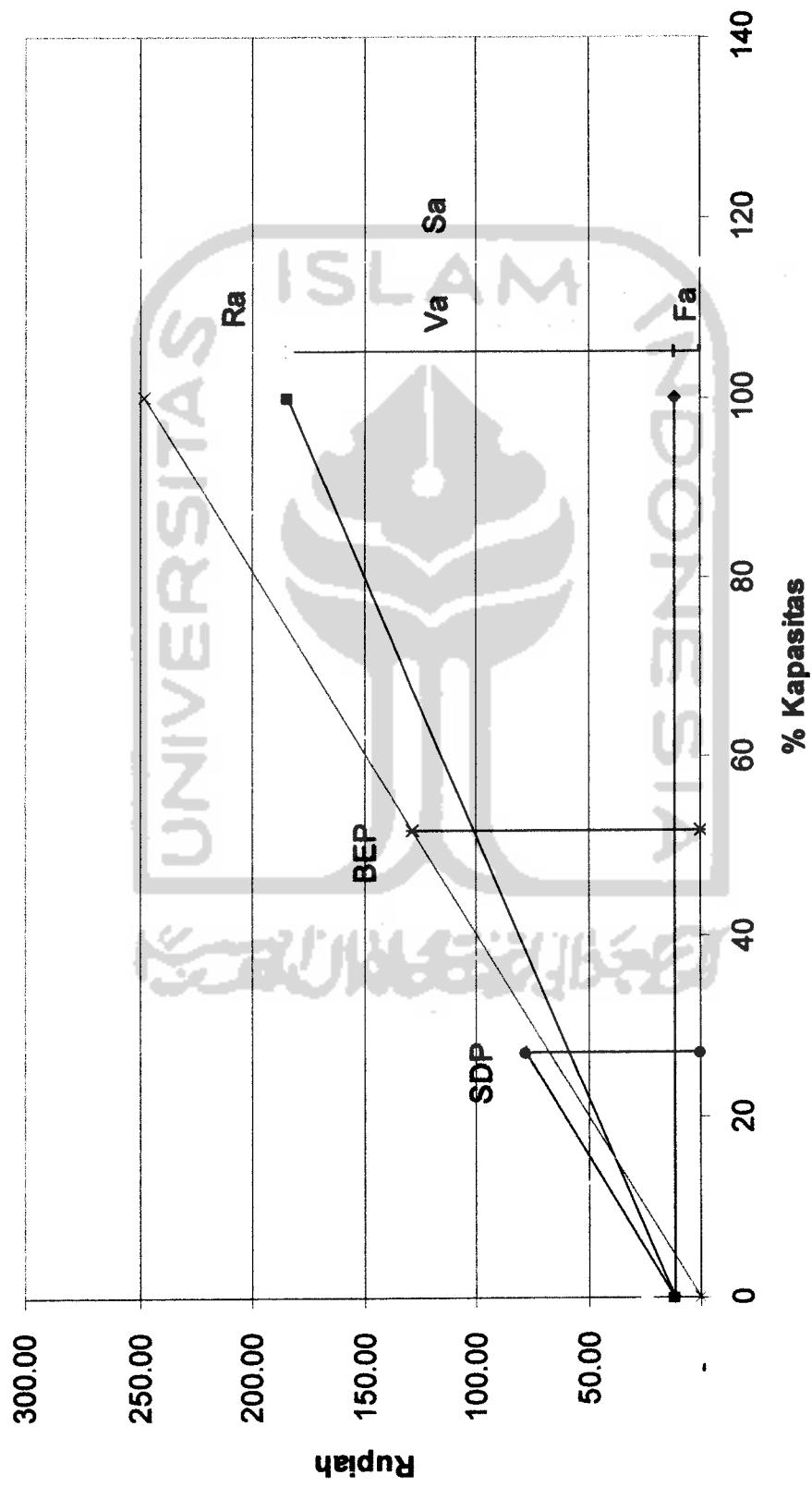
Cash Flow (CF) = Rp 56.056.068.941,02

Salvage Value (SV) = Rp 8.369.399.281,48

DCFR = 38 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 10 %

## Grafik BEP dan SDP



## BAB V

### KESIMPULAN

Pabrik Sodium Styrene Sulfonat dari 2-Bromo Ethyl Benzene ini digolongkan pabrik beresiko rendah karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi rendah (kondisi atmosferis), bahan baku dan produk tidak beracun dan tidak *flammable*. Hasil evaluasi ekonomi pabrik sodium styrene sulfonat pada kapasitas 10.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 5.1 Hasil evaluasi ekonomi

Parameter kelayakan	Hasil hitungan	Standart Kelayakan
Keuntungan (sebelum pajak)	Rp.33.097.384.636,68	
Keuntungan (setelah pajak)	Rp 15.886.744.625.61	
ROI (sebelum pajak)	39,5457 %	<i>Low risk, karena ROI<sub>b</sub> &lt; 44 % (Aries Newton, p-193)</i>
ROI (setelah pajak)	18,9819 %	
POT (sebelum pajak)	2,0183 tahun	<i>Low risk, karena POT<sub>b</sub> &gt; 2 tahun (Aries Newton, p-196)</i>
POT (setelah pajak)	3,4504 tahun	
BEP	51,73 %	40% - 60%
SDP	27,09 %	< BEP
DCFR	38 %	> bunga Bank (1,5 kali bunga bank)



Dari hasil evaluasi ekonomi yang dilakukan terhadap pabrik sodium styrene sulfonat dari 2-bromo ethyl benzene dengan kapasitas 10.000 ton/tahun yang akan didirikan tahun 2010 di daerah Cilegon, Banten maka dapat diambil kesimpulan:

Berdasarkan pertimbangan, produk, proses secara keseluruhan dan juga hasil evaluasi ekonomi, maka pabrik ini merupakan pabrik dengan resiko rendah dan layak untuk didirikan.



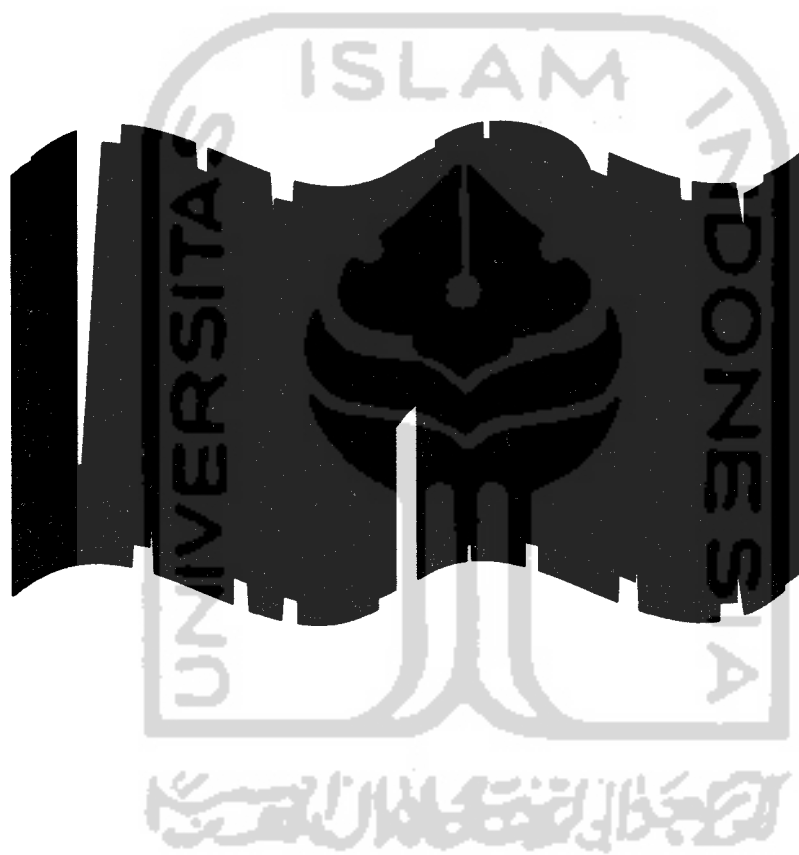


## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, New York
- Biro Pusat Statistik, 1999, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", Edisi Juni, Jakarta
- Brown, G.G., 1973, "*Unit Operations*", Modern Asia ed., Tuttle Company Inc., Tokyo, Japan
- Brownel, L.E., and Young, E.H., 1979, "*Equipment Design*", Wiley Eastern Limited, New Delhi
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, "*Chemical Equipment Design*", John Wiley and Sons. Inc., New York
- Evans, F.L., 1980, "*Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plant*", Vol. 2, Gulf Publishing, Houston, Texas
- Kern, D.Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", McGraw Hill Book Co. Ltd., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, "*Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*", John Wiley and Sons Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1984, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*", 2<sup>nd</sup> ed., Vol. 3, Gulf Publishing Company, Houston, Texas
- Perry, R.H., and Chilton, C.H., "*Chemical Engineering's Handbook*", 3<sup>rd</sup> ed., McGraw Hill Book Kogakusha, Tokyo
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1981, "*Plant Design Economic's for Chemical Engineering's*", 4<sup>th</sup> ed., McGraw Hill Co. Ltd., New York
- Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", McGraw Hill Co. Ltd., New York
- Reid, K.C., and Sherwood, T.K., 1966, "*Property of Gases and Liquid*", 2<sup>nd</sup> ed., McGraw Hill Co. Ltd., New York
- Sitting, Marshall, 1969, "*Organic Chemical Process Encyclopedia*", 2<sup>nd</sup>, Noyes Development Corporation, USA.

Treyball, R.E., 1979, "*Mass Transfer Operations*", 3<sup>rd</sup> ed., McGraw Hill Book  
Kogakusha, Tokyo







## REAKTOR 01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara 2-Bromo Ethyl Benzene ( $C_8H_9Br$ ) dan Sulfur Trioksida ( $SO_3$ ).

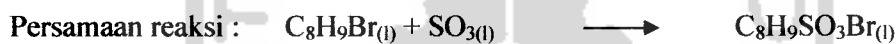
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan koil pendingin.

Kondisi operasi : Eksotermis

$$T = 50^\circ C$$

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

### A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN



Diketahui :

Komponen	Massa (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Densitas (Kg/Lt)	FV (Lt/jam)
$C_8H_9Br$	1.368,0935	7,3951	1,3600	1.005,9511
$C_2H_4Br_2$	27,9203	0,1485	2,1792	12,8122
$SO_3$	1.145,3680	14,3171	1,7800	643,4652
$B_2O_3$	60,2825	0,8656	1,8440	32,6912
<b>Total</b>	<b>2.601,6643</b>			<b>1.694,9196</b>

#### ➤ Menghitung Konsentrasi Umpan

$$C_{AO} = \frac{molA}{\Sigma FV} = \frac{7,3951 \text{Kmol} / \text{jam}}{1.694,9196 \text{Lt} / \text{jam}} = 0,004363 \text{Kmol} / \text{Lt}$$

$$C_{BO} = \frac{molB}{\Sigma FV} = \frac{14,3171 \text{Kmol} / \text{jam}}{1.694,9196 \text{Lt} / \text{jam}} = 0,008447 \text{Kmol} / \text{Lt}$$

$$M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}} = \frac{0,008447}{0,004363} \text{Kmol} / \text{Lt} = 1,936$$





➤ **Persamaan Matematis Reaktor**

Perbandingan reaktor = C<sub>8</sub>H<sub>9</sub>Br : SO<sub>3</sub> = 1:2

Konversi : 90 %

Asumsi :

Kecepatan input – Kecepatan output + Kecepatan reaksi = akumulasi

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_{A1} + (-r_A) \cdot V = 0$$

$$Fv \cdot (C_{A0} - C_{A1}) = r_A \cdot V$$

$$\frac{V}{Fv} = \frac{(C_{A0} - C_{A1})}{-r_A} = \frac{Fv(C_{A0} - C_{A0} + C_{A0} \cdot X)}{K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1}}$$

$$C_{A1} = C_{A0} - C_{A0} \cdot X_1 = C_{A0} (1 - X_1)$$

$$C_{A0} - C_{A1} = C_{A0} - C_{A0} + C_{A0} \cdot X_1 = C_{A0} \cdot X_1$$

➤ **Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi**

Persamaan reaksi :



Konversi : 90 %

Waktu reaksi : 2 jam ( Marshall Sittig, 'Organic Chem. Process Encyclopedia', 1969, p-605)

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$M = C_{B0}/C_{A0}, C_{B0} = M \cdot C_{A0}, M = 1,936$$

$$C_{A1} = C_{A0} - C_{A0} \cdot X_1 = C_{A0} \cdot (1 - X_1)$$

$$C_{B1} = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_1 = M \cdot C_{A0} - C_{A0} \cdot X_1$$

$$-r_A = K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1} = K \cdot C_{A0} (1 - X_1) (M \cdot C_{A0} - C_{A0} \cdot X_1)$$

$$-r_A = K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1} = K \cdot C_{A0} (1 - X_1) \cdot C_{A0} \cdot (M - X_1)$$

$$-r_A = K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1} = K \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X_1) \cdot (M - X_1)$$

$$-r_A = dC_A/dt = K \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X_1) \cdot (M - X_1)$$



$$\frac{C_{AO} \cdot dx_1}{dt} = K \cdot C_{AO}^2 (1 - X_1)(M - X_1)$$
$$\frac{dx_1}{(1 - X_1)(M - X_1)} = K \cdot C_{AO}^2 (1 - X_1)(M - X_1)$$
$$\int_0^{x_1} \frac{dx_1}{(1 - X_1)(M - X_1)} = \int_0^{x_1} K \cdot C_{AO}^2 \cdot dt$$
$$K = \frac{1}{(M - 1) \cdot C_{AO} \cdot t} \operatorname{Ln} \frac{(M - X_1)}{M(1 - X_1)}$$

Diket :

$$C_{AO} = 4,363 \cdot 10^{-3} \text{ Kmol/Lt}$$

$$C_{BO} = 8,447 \cdot 10^{-3}$$

$$F_v = 1.694,9196 \text{ liter/jam,}$$

$$M = 1,9360$$

$$K = \frac{1}{(M - 1) \cdot C_{AO} \cdot t} \operatorname{Ln} \frac{(M - X_1)}{M(1 - X_1)} = \frac{1}{(1,9360 - 1) \cdot 4,363 \cdot 10^{-3}} \operatorname{Ln} \left( \frac{1,9360 - 0,9}{1,9360 \cdot (1 - 0,9)} \right)$$
$$= 179,8438 \text{ Lt/Kmol jam}$$

## B. OPTIMASI REAKTOR

### a. Menghitung Jumlah Reaktor

Asumsi :

- Reaksi orde 2  $(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.
- Kecepatan alir volumetrik ( $F_v$ ) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.
- $(V/F_v)$  untuk masing-masing reaktor dianggap sama (bila jumlah reaktor lebih dari 1 buah).
- Kondisi eksotermis *steady state*.
- Densitas cairan dianggap tetap.



Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan "Six Tenths Factor".

$$E_b = E_a(C_b/C_a)^{0.6} \quad (\text{Aries \& Newton, p-15})$$

Data :  $F_v = 1.694,9196 \text{ Lt/jam}$

$$k = 179,8438 \text{ Lt/Kmol jam}$$

$$X_A = 0.9$$

#### Neraca Massa Komponen A

$$R.\text{input} - R.\text{output} - R.\text{reaksi} = \text{Acc}$$

$$F_v \cdot C_{A0} - F_v \cdot C_{A1} + (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_v \cdot (C_{A0} - C_{A1}) = r_A \cdot V$$

$$C_{A1} = C_{A0} - C_{A0} \cdot X_1 = C_{A0} \cdot (1 - X_1)$$

$$C_{B1} = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_1$$

$$(-r_A) = K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1} = K \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_1) (M \cdot C_{A0} - C_{A0} \cdot X_1)$$

$$(-r_A) = K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1} = K \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_1) C_{A0} (M - X_1)$$

$$(-r_A) = K \cdot C_{A1} \cdot C_{B1} = K \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X_1) (M - X_1)$$

$$V1 = \frac{F_v \cdot X_1}{K \cdot C_{A0} (1 - X_1) (M - X_1)}$$

$$V2 = \frac{F_v \cdot (X_2 - X_1)}{K C_{A0} (1 - X_2) (M - X_2)}$$

$$V3 = \frac{F_v (X_3 - X_2)}{K \cdot C_{A0} (1 - X_3) (M - X_3)}$$

$$V4 = \frac{F_v (X_4 - X_3)}{K \cdot C_{A0} (1 - X_4) (M - X_4)}$$



Dengan cara *excel* diperoleh :

- |  |  |
|--|--|
| ➤ Untuk 1 buah reaktor<br>V = 18.765,1125 Lt<br>$\theta = 11,0714$ jam | ➤ Untuk 3 buah reaktor<br>V = 2.121,4201 Lt<br>$\theta = 1,2516$ jam |
| ➤ Untuk 2 buah reaktor<br>V = 4.124,4915 Lt<br>$\theta = 2,4334$ jam   | ➤ Untuk 4 buah reaktor<br>V = 1.401,7021 Lt<br>$\theta = 0,8270$ jam |

#### b. Mencari Jumlah Reaktor yang Optimal

Kondisi operasi :

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$P = 1,2$$

$$P = 15,8960 \text{ psia}$$

Dipilih bahan "*Stainles Steel*" 50 psi untuk reaktor. Basis harga reaktor pada volume 1000 gallon = 40.000 \$ (Timmerhause, Fig.16-35, P-731)

#### c. Menghitung Harga Reaktor

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries \& Newton, p-15})$$

- Untuk 1 buah reaktor

$$\begin{aligned} E_b &= 40000 \left( \frac{18.765,1125}{1000} \right)^{0,6} \\ &= 104.521,0173\$ \end{aligned}$$



➤ Untuk 2 buah reaktor

$$E_b = 40000 \left( \frac{4.124,4915}{1000} \right)^{0,6}$$
$$= 42.112,9020 \$$$

➤ Untuk 3 buah reaktor

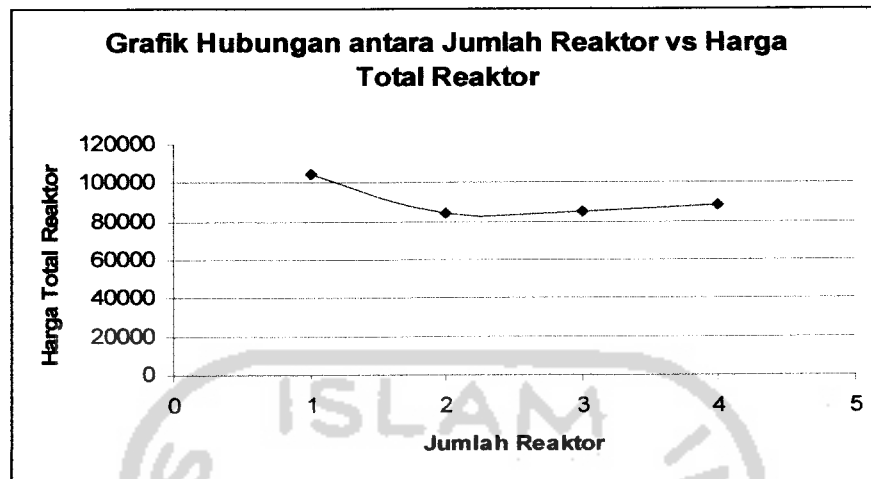
$$E_b = 40000 \left( \frac{2.121,42}{1000} \right)^{0,6}$$
$$= 28.259,7899 \$$$

➤ Untuk 4 buah reaktor

$$E_b = 40000 \left( \frac{1.401,7021}{1000} \right)^{0,6}$$
$$= 22.038,7194 \$$$

**d. Penentuan Jumlah Pemakaian RATB**

Jumlah Reaktor	Konversi (X)	Volume Tiap Reaktor (gallon)	Harga Per Unit (\$)	Harga Total (\$)	Waktu Tinggal (jam)
1	X <sub>1</sub> =0,9	4.957,2337	104.521,0173	104.521,0173	11,0714
2	X <sub>1</sub> =0,70 X <sub>2</sub> =0,9	1.089,5787	42.112,9020	84.225,8040	2,4334
3	X <sub>1</sub> =0,57 X <sub>2</sub> =0,79 X <sub>3</sub> =0,9	560,4216	28.259,7899	84.779,3699	1,2516
4	X <sub>1</sub> =0,48 X <sub>2</sub> =0,71 X <sub>3</sub> =0,83 X <sub>4</sub> =0,9	370,2917	22.038,7194	88.154,8776	0,8270



Gambar 1.1 Optimasi Jumlah Reaktor

Pertimbangan Volume :  $V_1 > V_2 > V_3 > V_4$

Pertimbangan Harga untuk 1 reaktor :  $R_1 > R_2 < R_3 < R_4$

Dipasang RATB sebanyak 2 buah disusun seri

Volume reaktor = 1.089,5787gallon x 3,7854 L/gallon

$$V_R = 4124,4915 \text{ lt}$$

Over design 20%, jadi :

$$V_r = 1,2 \times 4124,4915 \text{ Lt}$$

$$= 4949,3897 \text{ Lt}$$

$$= 4,9494 \text{ m}^3$$

$$= 302030,0755 \text{ in}^3$$

$$= 1307,4882 \text{ gallon}$$

$$= 174,7863 \text{ ft}^3$$



### C. PERANCANGAN REAKTOR

#### ➤ Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor (Vessel)

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 3

(HF, Rase. P-209).

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (3D)$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot 3D^3 \rightarrow D^3 = \frac{4 \cdot D}{\pi \cdot 3}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 4,9494 \text{ m}^3}{\pi \cdot 3}}$$

$$D = 1,2809 \text{ m}$$

Karena D : H = 1 : 3, maka :

$$H = 3 \cdot D$$

$$H = 3 \cdot 1,2809 \text{ m}$$

$$H = 3,8427 \text{ m}$$

$$H = 151,2829 \text{ in}$$

$$H = 12,6074 \text{ ft}$$

#### ➤ Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Dipilih : konstruksi tangki "Stainless Steel SA. 167 Grade C. Type 304".

(table 28.2, Perry, chapter 28)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{eq. 13.1, p-254, Brownell and Young})$$

Dimana :  $t_s$  = tebal dinding reaktor minimum, in

P = tekanan *design*, psi

r = jari-jari reaktor, in



$f$  = Maksimum *allowable stress*, psi

(table 13.1, p-251, Brownell & Young)

$E$  = efisiensi peyambungan

(table 13.2, p-254, Brownell & Young)

$C$  = faktor korosi

Dari tabel diperoleh data :

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,80 \text{ (Double Welded Butt Joint Stress)}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{operasi} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{campuran} &= \frac{\sum M}{\sum FV} \\ &= \frac{2.601,6643 \text{ kg/j}}{1.694,9196 \text{ Lt/j}} \\ &= 1.534,9779 \text{ kg/m}^3 \\ &= 96 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \rho \times H \\ &= 52 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 15,715033 \text{ ft} \\ &= 811,051094 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 5,632299 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{design} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\ &= 17,74 \text{ psi} + 8.3896 \text{ psia} \end{aligned}$$





$$= 26,0296 \text{ psi}$$

$$= 1,7707 \text{ atm}$$

Jika dipilih *over design* tekanan sebesar 20%, maka :

$$P = 1,2 \times P_{\text{design}}$$

$$= 31,2356 \text{ psi}$$

$$= 2,1249 \text{ atm}$$

sehingga :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$t_s = \frac{31,2356 \text{ psi} \times 25,2149 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 31,2356 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

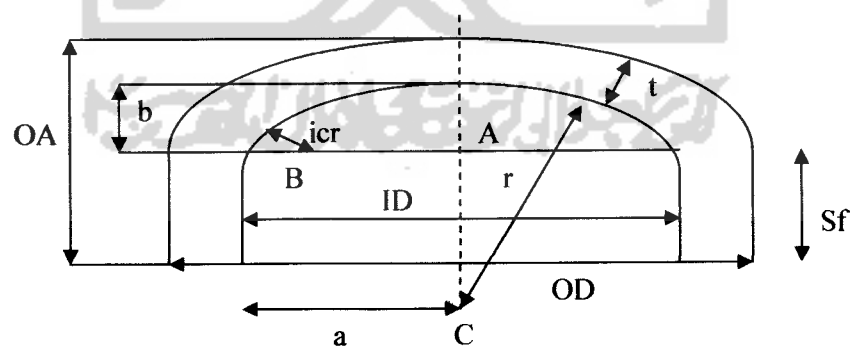
$$t_s = 0,1776 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{appendix F, p-350, Brownell \& Young})$$

➤ Menentukan Tebal Head

Konstruksi head : *Stainless steel SA. 167 Grade 3*

Bentuk Head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*



Gambar 1.2 Bentuk Head

Keterangan gambar :

Nurul Susanti 03 521 126

Diana Akmalia K, 03 521 129

*lampiran*



- ID diameter dalam head  
OD diameter luar head  
a jari-jari dalam head  
t tebal head  
r jari-jari luar dish  
icr jari-jari dalam sudut icr  
b tinggi head  
sf straight flange  
OA tinggi head total

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_H = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{eq.13-12, p-258, Brownell\&Young})$$

Data :

$$ID = ID_{shell} = 1,2809m = 50,4297in$$

$$OD = OD_{shell} = IDx(2x t_s)$$

$$= 50,4297inx(2x0,8175in)$$

$$= 50,8047in$$

$$OD_{standar} = 54in \quad (\text{table 5.7, p-90, Brownell \& Young})$$

Standarisasi dari table 5.7, p-90, Brownell & Young diperoleh :

$$icr = 3\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$r = 54 \text{ in}$$



Sehingga :

$$t_H = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C$$

$$t_H = \frac{0,885 \times 31,2356 \text{ psix} 25,2149 \text{ in}}{18,750 \text{ psix} 0,8 - 0,1 \times 31,2356 \text{ psi}} + 0,125$$

$$t_H = 0,1715 \text{ in}$$

$$t_{H1} \text{ standar} = \frac{3}{16} \text{ in} \quad (\text{table 5.6, p-88, Brownell \& Young})$$

Ukuran Head :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{1,2809 \text{ in}}{2} = 25,2149 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 25,2149 \text{ in} - 3 \frac{1}{4} \text{ in} = 21,9649 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 54 \text{ in} - 3 \frac{1}{4} \text{ in} = 50,750 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(50,750^2 - 21,9649^2) \text{ in}^2} = 45,7505 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 54 \text{ in} - 45,7505 \text{ in} = 8,250 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in} \quad (\text{table 5.6, p-88, Brownell \& Young})$$

$$OA = t_H + b + sf$$

$$OA = \frac{3}{16} \text{ in} + 8,250 \text{ in} + 3 \text{ in}$$

$$OA = 11,4370 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 11,4370 \text{ in} = 0,2905 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 3,8427 \text{ m} + (2 \times 0,2905 \text{ m})$$

$$= 4,4237 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam reaktor :

$$A_{\text{penampang shell}} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (50,4297 \text{ in})^2 = 1.996,3779 \text{ in}^2 = 1,2880 \text{ m}^2$$

$$V_{\text{headbawah}} = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Brownell \& Young, p-88})$$



$$V_{headbawah} = 0,000049 \times 50,4297 \text{ in}^3 = 6,2843 \text{ in}^3$$

$$V_{shell} = V_{reaktor} - V_{head.bawah}$$

$$V_{shell} = 3020300755 \text{ in}^3 - 6,2843 \text{ in}^3 = 3020237912 \text{ in}^3 = 4,9493 \text{ m}^3$$

$$V_{flange} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times xsf$$

$$V_{flange} = \frac{3,14}{4} \times (1,4708 \text{ m})^2 \times 0,0762 \text{ m} = 0,1294 \text{ m}^3 = 7896,4114 \text{ in}^3$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell} = \frac{V_{shell}}{A_{penampang,shell}} = \frac{4,9493 \text{ m}^3}{1,2880 \text{ m}^2} = 3,8427 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam shell dan head bawah :

= tinggi larutan dalam shell + tinggi head bawah

$$= 3,8427 \text{ m} + 0,2905 \text{ m} = 4,1332 \text{ m}$$

Volume larutan dalam reaktor:

$$V_{shell} = A_{penampang,shell} \times H = 1,2880 \text{ m}^2 \times 3,8427 \text{ m} = 4,9494 \text{ m}^3$$

$$V_{head} = 2 \times V_{head.bawah} = 2 \times 6,2843 \text{ in}^3 = 12,5686 \text{ in}^3 = 0,0002 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + V_{head} = 4,9494 \text{ m}^3 + 0,0002 \text{ m}^3 = 4,9496 \text{ m}^3$$

#### D. PERANCANGAN PENGADUK

Jenis pengaduk : *six blades turbine*

➤ Diameter pengaduk (d) :

$$\frac{ID}{d} = 3$$

$$d = \frac{ID}{3} \rightarrow d = \frac{1,2809 \text{ m}}{3}$$

$$d = 0,427 \text{ m}$$

$$d = 16,8099 \text{ in}$$

$$d = 1,4008 \text{ ft}$$



- Jarak pengaduk dengan dasar tangki (c) :

$$\frac{c}{d} = 0,75 - 1,3 \text{ dipilih } \frac{c}{d} = 1$$

$$c = d$$

$$c = 0,427m$$

$$c = 16,8099in$$

$$c = 1,4008ft$$

- Lebar sudu pengaduk (b) :

$$\frac{b}{d} = \frac{1}{5} \rightarrow b = \frac{1}{5}xd$$

$$b = \frac{1}{5}x0,427m$$

$$b = 0,0854m$$

$$b = 3,362in$$

$$b = 0,2808ft$$

- Panjang sudu pengaduk (l) :

$$\frac{l}{d} = \frac{1}{4} \rightarrow l = \frac{1}{4}xd$$

$$l = \frac{1}{4}x0,427m$$

$$l = 0,1067m$$

$$l = 4,2025in$$

$$l = 0,3502ft$$

- Lebar baffle (B) :

$$B = 0,17xD$$

$$B = 0,17x1,2809m$$

$$B = 0,2178m$$

$$B = 8,5731in$$

$$B = 0,7144ft$$



- Kecepatan putar pengaduk (N) :

$$\rho_{\text{cairan}} = \frac{\text{massatotal}}{FV} = \frac{2.601,6643 \text{ kg/jam}}{1.694,9196 \text{ Lt/jam}} = 1,5350 \text{ kg/Lt} = 95,8287 \text{ Lb/ft}^3$$

$$Sg = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{1,5350 \text{ kg/Lt}}{1 \text{ kg/Lt}} = 1,5350$$

$$Zl = \text{tinggi larutan dalam shell} = 3,8427 \text{ m}$$

$$WELH = Zl \times Sg = 3,8427 \text{ m} \times 1,5350 = 5,8984 \text{ m} = 19,3527 \text{ ft}$$

$$N = \frac{600}{\pi x d} \sqrt{\frac{WELH}{2 x d}} \quad (\text{eq. 8.8, p-345, HF Rase})$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 1,4008 \text{ ft}} \sqrt{\frac{19,3527 \text{ ft}}{2 \times 1,4008 \text{ ft}}}$$

$$N = 358,5095 \text{ rpm}$$

$$N = 5,9752 \text{ rps}$$

$$N = 21.510,5724 \text{ rph}$$

- Jumlah pengaduk :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{eq. 8.9, p-345, HF Rase})$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{5,8984 \text{ m}}{4,2025 \text{ m}} = 1,4036 = 1 \text{ buah}$$

- Kekuatan pengaduk (P) :

$$N_{re} = \frac{N x D^2 x \rho}{\mu} = \frac{5,9752 \text{ rps} x (1,4008 \text{ ft})^2 x 95,8287 \text{ lbm/ft}^3}{0,0007 \text{ lb/ft.s}} = 1.652.401,873$$

Karena  $N_{re} > 2100$ , maka alirannya turbulen.

$$P = \frac{N_p \rho x N^3 x d^5}{g_c} \quad (\text{Brown, p-508})$$



$$N_p \text{ konstan} = 5,5 \quad (\text{Rase, p-345})$$

$$P = \frac{5,5 \times 95,8287 \text{ lbf} / \text{ft}^3 \times (5,9752 \text{ rps})^3 \times (1,4008 \text{ ft})^5}{32,17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2}$$

$$P = 18.852,8426 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{s}$$

$$P = 34,2779 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 89\% \quad (\text{fig. 14.38, p-521, Timmerhause})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} = \frac{34,2779 \text{ Hp}}{89\%} = 38,5145 \text{ Hp}$$

Dipakai daya motor standar 40 Hp

## E. PERANCANGAN KOIL PENDINGIN

### Reaktor-01

- Fungsi : mempertahankan suhu di dalam reactor tetap 50°C
- Pendingin yang digunakan adalah air

Panas yang ditransfer (Q) = 50.731,6367 kcal/jam

➤ Kebutuhan air

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

$$T_{\text{masuk}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{keluar}} = 35^\circ\text{C}$$

$$\text{Air yang dibutuhkan} = \frac{Q}{C_p \cdot (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})}$$



$$\begin{aligned} &= \frac{50.731,6367}{1.(35 - 30)} \\ &= 10.146,3237 \text{ kg / J} \\ &= 22.368,4465 \text{ Lb / J} \end{aligned}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 31,2845 \text{ F}$$

$$\text{Diambil UD} = 150 \text{ Btu/Jft}^2\text{F}$$

$$\triangleright \text{ Luas transfer panas (A)} = \frac{Q}{(UdxLMTD)}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{50.731,63}{\frac{0,2520}{150} \cdot 31,2845} \\ &= 42,8973 \text{ Ft}^2 \end{aligned}$$

$$\triangleright \text{ Panjang Coil (L)} = \frac{A}{A_o}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{42,8973 \text{ Ft}^2}{0,753 \text{ Ft}^2 / \text{ft}} \\ &= 56,9686 \text{ ft} = 17,3685 \text{ m} \end{aligned}$$

dari tabel 11 p-844, DQ Kern, utk NPS = 2.5 inc, Sch = 40 didapat

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$a'f = 4,79 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$A_o = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$\triangleright$  Kecepatan Linier Air Pendingin (Gt)

$$= \frac{W}{a'f} = \frac{22368,4469 \text{ Lb / J}}{0,033 \text{ ft}^2} = 677.831,712 \text{ Lb / Jft}^2$$





pada  $T = 86\text{ C}$  di dapat :

$$\mu_{\text{air}} = 0,8575 \text{ cp} = 5,76\text{E-}04 \text{ lb/ftdk}$$

$$c_{\text{pair}} = 1 \text{ BTU/lbF}$$

$$k = 0,3547 \text{ BTU/jft}^2\text{F}$$

$$p = 1 \text{ kg/lt} = 62,2326 \text{ lb/cuft}$$

$$V = 0,8716 \text{ ft/dtk}$$

$$h_i = 148,7981 \text{ BTU/jft}^2\text{F}$$

➤ Diameter Coil ( $D_c$ )

$$= (\text{diameter reactor} - 2 \text{ jarak antara lilitan dengan dinding reactor})$$

$$= (4,2024 - (2 \times 0,5))$$

$$= 3,2025 \text{ ft}$$

$$= 0,9764 \text{ m}$$

➤ Koreksi untuk pipa helical coil

$$H_{io} = h_i \left( 1 + 3,5 \frac{d}{d_c} \right)$$

$$= 402,6941 \left\{ 1 + \left( \frac{3,5 \times 0,21}{3,2025} \right) \right\}$$

$$= 495,1164 \text{ Btu/Jft}^2\text{F}$$

➤ Luas Penampang 1 Lingkaran

$$= \pi \cdot D_c \cdot A_o$$

$$= 3,14 \times 3,2025 \times 0,753$$

$$= 7,5720 \text{ ft}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Volume Coil} &= \frac{\pi}{4} \times D_o^2 \times L \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,24^2 \times 56,9685 \\ &= 2,5759 \text{ ft}^3 \\ &= 0,0730 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan total setelah ada coil} &= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume coil} \\ &= 4,9493 + 0,073 \\ &= 5,0222 \text{ m}^3 = 177,3059 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan setelah ada coil} &= \frac{177,3059 \text{ ft}^3}{17,85588 \text{ ft}^2} \\ &= 9,9282 \text{ ft} \end{aligned}$$

Range jarak antara coil dengan permukaan dan dasar tanki = 2- 6 inch

Diambil jarak antara coil dengan permukaan tanki = 6 inch dan jarak coil dengan dasar tanki = 6 inch

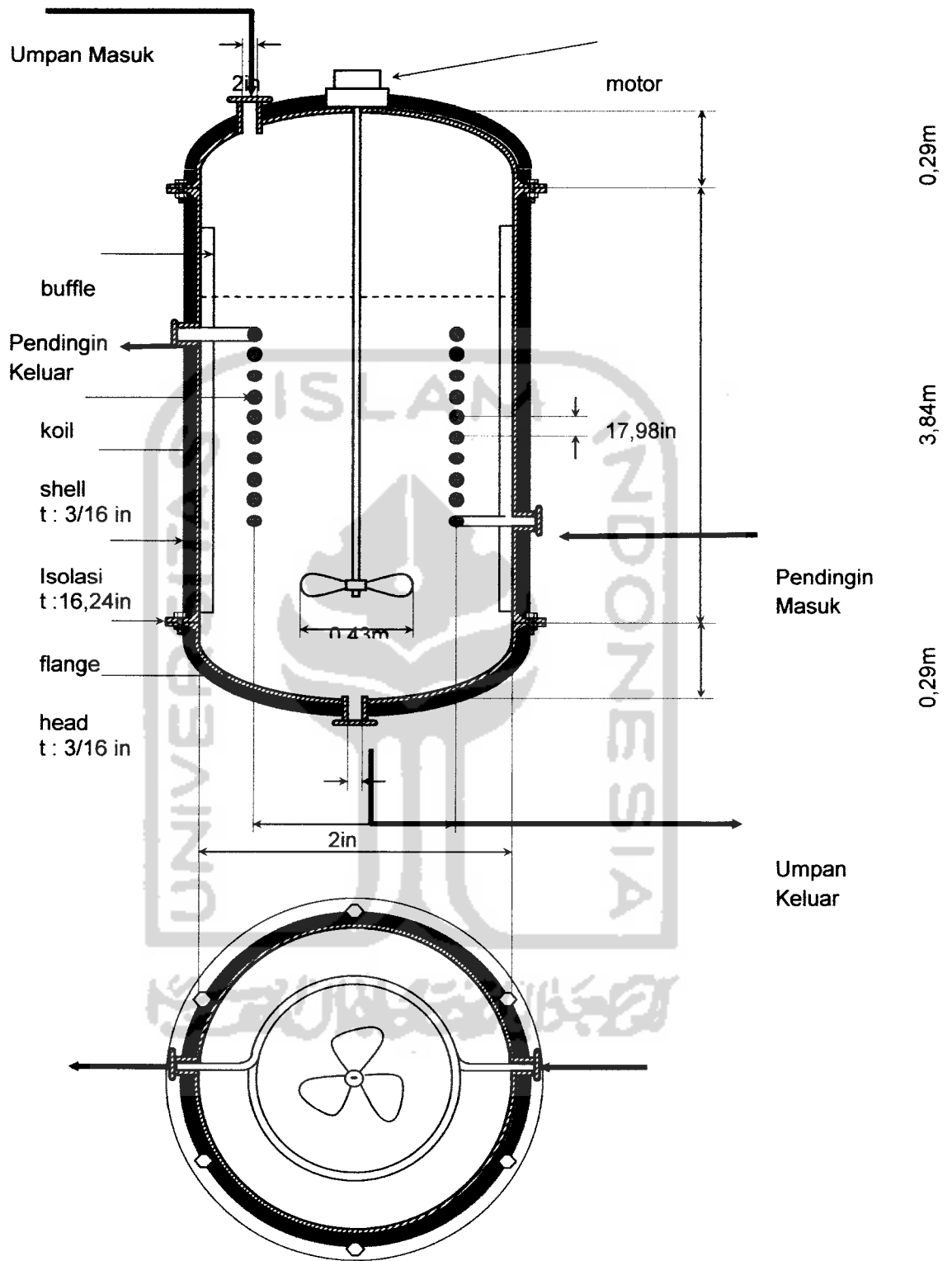
$$\text{Jadi tinggi coil, } N_c = 9,9282 \times (2 \times 0,5 \text{ ft}) = 8,9282 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kumparan coil (NC)} &= \frac{\text{Luas transfer panas}}{\text{luas penampang untuk 1 lingkaran}} \\ &= \frac{42,8973 \text{ ft}^2}{7,572 \text{ ft}^2} = 5,6653 = 5 \text{ lingkaran} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak antar lilitan} = 1,4976 \text{ ft} = 17,9791 \text{ inch} = 45,2988 \text{ cm}$$

Harga Koreksi:

$A_k$  = jumlah kumparan coil x luas penampang untuk 1 lingkaran





$$= 5,6653 \text{ ft} \times 7,572 \text{ ft}$$

$$= 42,8973 \text{ ft}^2$$

$$\text{Udk} = \frac{50.731,6367}{(42,973 \times 31,2)} = 150 \text{ btu} / \text{j}^2 \text{ F}$$

Hc = Koefisien transfer panas untuk cairan di luar coil

k = Thermal conductivity larutan = 0,074 Btu/jam.ft<sup>2</sup>F

Di = Diameter tangki = 4,2025 ft

L = Diameter impeller = 5,4632 ft

N = Putaran pengaduk = 21.510,5724 rph

ρ = Densitas larutan = 95,6257 Lb/cuft

$$\text{hc} = 0,87 \frac{k}{Di} \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{\mu C_p}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right) \dots \dots \dots \text{Kern, p.722}$$

$$= 3.246,9287$$

$$\text{Uc} = \frac{hc \cdot h_{io}}{hc + h_{io}} = \frac{3.426,9287 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} \times 495,1164 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}}{3.426,9287 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} + 495,1164 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}} = 429,6067$$

$$\text{Rd} = \frac{Uc - Udk}{Uc \times Udk} = \frac{429,6067 - 150}{(429,6067 \times 150)} = 0,0043$$

**Reaktor-02**

- Fungsi : mempertahankan suhu di dalam reactor tetap 50°C
- Pendingin yang digunakan adalah air

Panas yang ditransfer (Q) = 14.615,2655 kcal/jam

➤ Kebutuhan air

Poperasi = 1,2 atm



*Pra Rancangan Pabrik Sodium Styrene Sulfonat  
Dari 2-Bromo Ethyl Benzene  
Kapasitas 10.000 Ton/Tahun*

---

$$T_{\text{masuk}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{keluar}} = 35^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}\text{Air yang dibutuhkan} &= \frac{Q}{C_p \cdot (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})} \\ &= \frac{14.615,2655}{1 \cdot (35 - 30)} \\ &= 2.923,0531 \text{ kg} / \text{J} \\ &= 6.444,1206 \text{ Lb} / \text{J}\end{aligned}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 31,2845 \text{ F}$$

$$\text{Diambil UD} = 150 \text{ Btu} / \text{Jft}^2\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{➤ Luas transfer panas (A)} &= \frac{Q}{(U \cdot \Delta T \cdot \text{LMTD})} \\ &= \frac{14.615,2655}{0,2520} \\ &= 150 \times 31,2845 \\ &= 12,3583 \text{ Ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{➤ Panjang Coil (L)} &= \frac{A}{A_o} \\ &= \frac{42,8973 \text{ Ft}^2}{0,753 \text{ Ft}^2 / \text{ft}} \\ &= 56,9686 \text{ ft} = 17,3685 \text{ m}\end{aligned}$$

dari tabel 11 p-844, DQ Kern, utk NPS = 2.5 inc, Sch = 40 didapat

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$\text{a'f} = 4,79 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}$$



$$A_o = 0,753 \text{ Ft}^2/\text{ft}$$

➤ Panjang Coil (L) =  $\frac{A}{A_o} = \frac{12,3583}{0,753} = 16,4121 \text{ ft} = 5,0037 \text{ m}$

➤ Kecepatan Linier Air Pendingin (Gt)

$$= \frac{W}{a' f} = \frac{6.444,1205 \text{ Lb} / \text{J}}{0,033 \text{ ft}^2} = 195.276,3806 \text{ Lb} / \text{Jft}^2$$

pada T = 86 C di dapat :

$$\mu_{\text{air}} = 0,8575 \text{ cp} = 5,76\text{E-}04 \text{ lb/ftdk}$$

$$c_{\text{pair}} = 1 \text{ BTU/lbF}$$

$$k = 0,3547 \text{ BTU/jft}^2\text{F}$$

$$p = 1 \text{ kg/lt} = 62,2326 \text{ lb/cuft}$$

$$V = 0,8716 \text{ ft/dtk}$$

$$h_i = 148,7982 \text{ Btu/jFt}^2\text{F}$$

➤ Diameter Coil (Dc) = (diameter reactor – 2 jarak antara lilitan dengan dinding reactor)

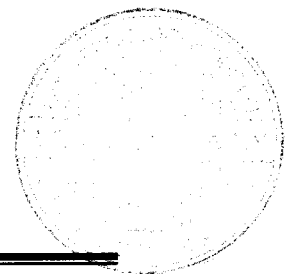
$$= (4,2025 \text{ ft} - (2 \times 0,5))$$

$$= 3,2025 \text{ ft}$$

$$= 0,9764 \text{ m}$$

➤ Koreksi untuk pipa helical coil

$$H_{io} = h_i \left( 1 + 3,5 \frac{d}{d_c} \right)$$





$$= 148,7982 \left\{ 1 + \left( \frac{3,5 \times 0,21}{3,2025} \right) \right\}$$

$$= 182,9488 \text{ Btu/Jft}^2\text{F}$$

➤ Luas Penampang 1 Lingkaran

$$= \pi \cdot D_c \cdot A_o$$

$$= 3,14 \times 3,2025 \times 0,753$$

$$= 7,572 \text{ ft}^2$$

➤ Volume Coil =  $\frac{\pi}{4} \times D_o^2 \times L$

$$= \frac{3,14}{4} \times 0,24^2 \times 16,4121$$

$$= 0,7421 \text{ ft}^3$$

$$= 0,021 \text{ m}^3$$

➤ Volume cairan total setelah ada coil

$$= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume coil}$$

$$= 4,9493 + 0,021$$

$$= 4,9703 \text{ m}^3 = 175,4721 \text{ ft}^3$$

➤ Tinggi cairan setelah ada coil =  $\frac{175,4721 \text{ ft}^3}{17,85588 \text{ ft}^2}$

$$= 9,8255 \text{ ft}$$

Range jarak antara coil dengan permukaan dan dasar tanki = 2- 6 inch

Diambil jarak antara coil dengan permukaan tanki = 6 inch dan jarak coil

dengan dasar tanki = 6 inch

➤ Jadi tinggi coil,  $N_c = 9,8255 \times (2 \times 0,5 \text{ ft}) = 8,8255 \text{ ft}$

---



$$\begin{aligned} \text{➤ Jumlah kumparan coil (NC)} &= \frac{\text{Luastransferpanas}}{\text{luaspenampanguntuk1lingkaran}} \\ &= \frac{12,3583 \text{ ft}^2}{7,572 \text{ ft}^2} = 1,6321 = 2 \text{ lingkaran} \end{aligned}$$

$$\text{➤ Jarak antar lilitan} = 1,4771 \text{ ft} = 17,7325 \text{ inch} = 44,6776 \text{ cm}$$

➤ Harga Koreksi:

Ak = jumlah kumparan coil x luas penampang untuk 1 lingkaran

$$= 1,6321 \text{ ft} \times 7,572 \text{ ft}$$

$$= 12,3583 \text{ ft}^2$$

$$\frac{14.615,2655}{0,2520}$$

$$\text{➤ Udk} = \frac{0,2520}{(12,3583 \times 31,2)} = 150 \text{ btu} / \text{j}^2 \text{ F}$$

Hc = Koefisien transfer panas untuk cairan di luar coil

k = Thermal conductivity larutan = 0,074 Btu/jam.ft<sup>2</sup>F

Di = Diameter tangki = 4,2025 ft

L = Diameter impeller = 5,4632 ft

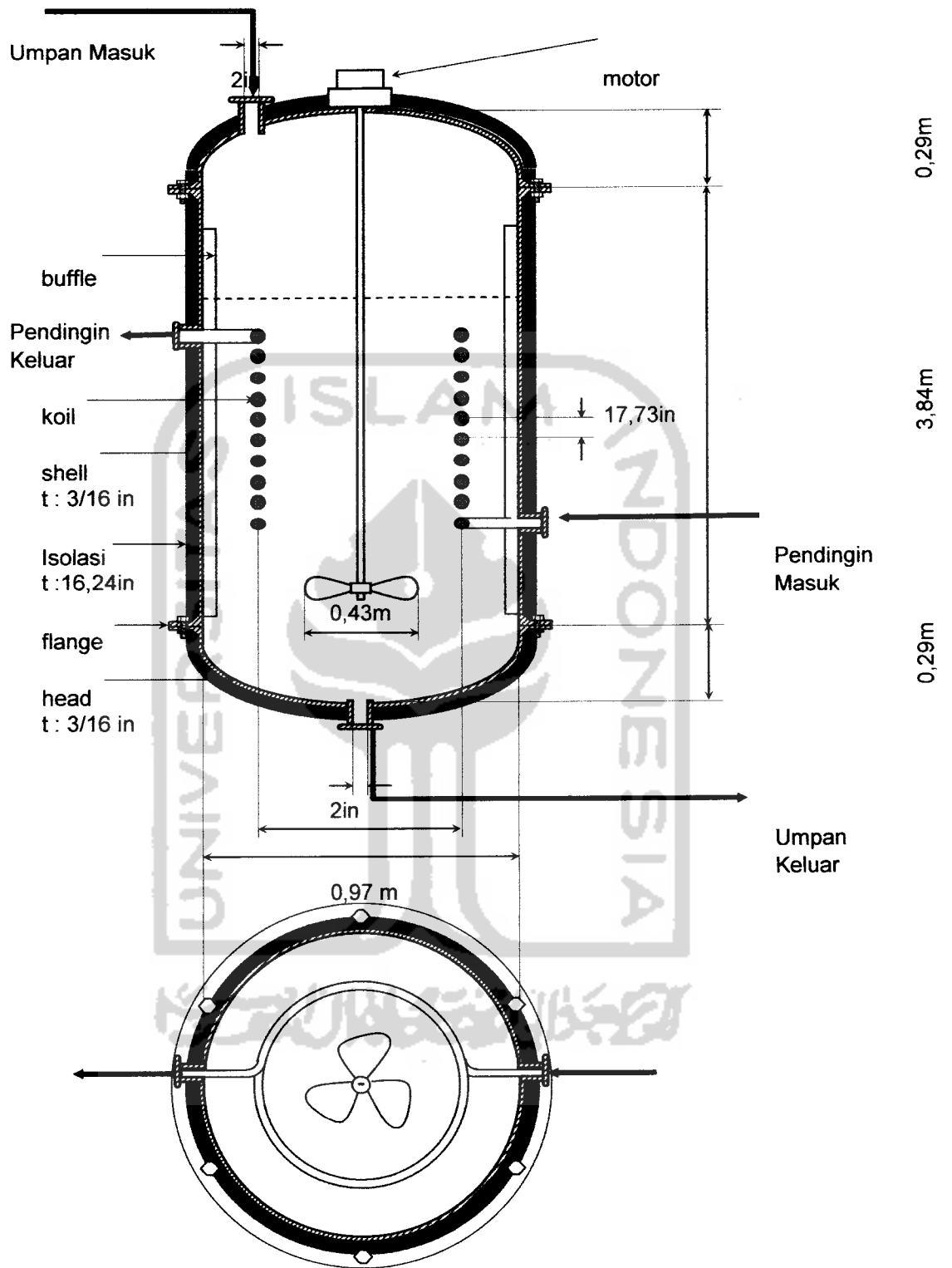
N = Putaran pengaduk = 21.510,5724 rph

ρ = Densitas larutan = 95,6257 Lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{➤ } hc &= 0,87 \frac{k}{Di} \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{\mu C_p}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right) \dots \dots \dots \text{Kern, p.722} \\ &= 3.246,9287 \end{aligned}$$

$$Uc = \frac{hc \cdot hio}{hc + hio} = \frac{3.246,9287 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} \times 182,9488 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}}{3.246,9287 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} + 182,9488 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}} = 173,1904$$







$$\text{Rd} = \frac{Uc - Udk}{UcxUdk} = \frac{173,1904 - 150}{(173,1904 \times 150)} = 0,00089$$

## F. PERANCANGAN ISOLASI

### ➤ Tebal isolasi

Bahan isolasi : asbestos

K isolasi : 0,1123 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F

T tinggi (T1) : 100°C = 373 K = 212°F

T udara sekitar (Tu) : 30°C = 303 K = 86°F

Diinginkan T dinding luar isolasi : 40°C = 313 K = 104°F

Emisivitas bahan isolasi (e) : 0,94 (Mc.Adams,1958)

Transfer panas melalui permukaan isolasi ke udara karena radiasi dan konveksi. Pada saat ajeg, maka  $q_c = q_k = q$ . Karena suhu dinding luar isolasi kecil, maka yang kemungkinan terjadi hanya panas konveksi.

Koefisien transfer panas konveksi,  $h_c$  :

$$h_c = 0,19(\Delta T)^{1/3}$$

$$h_c = 0,19(104^\circ F - 86^\circ F)^{1/3} = 0,497941 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Panas yang hilang secara konveksi persatuan luas :

$$\frac{Q}{A} = h_c(T_2 - T_u)$$

$$\frac{Q}{A} = 0,497941 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F \times (104^\circ F - 86^\circ F) = 8,962936 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Tak ada akumulasi

Perpindahan panas konduksi = perpindahan panas konveksi + panas radiasi



*Pra Rancangan Pabrik Sodium Styrene Sulfonat  
Dari 2-Bromo Ethyl Benzene  
Kapasitas 10.000 Ton/Tahun*

Luas selimut silinder,  $A_2$  :

$$A_2 = \pi \cdot D_o' \cdot H$$

Dimana :  $D_o = 50,4297 \text{ in} = 1,2809 \text{ m}$

$H = 151,2892 \text{ in} = 3,8427 \text{ m}$

$$D_o' = D_o + 2(x_2) = 1,2809 \text{ m} + 2(0,412426 \text{ m}) = 2,1058 \text{ m}$$

$$A_2 = \pi x D_o' x H$$

$$A_2 = 3,14 x 1,2809 \text{ m} x 3,8427 \text{ m} = 25,4087 \text{ m}^2$$

$$A_{total} = A_1 + A_2$$

$$A_{total} = 7,5777 \text{ m}^2 + 25,4087 \text{ m}^2 = 32,9864 \text{ m}^2 = 355,0625 \text{ ft}^2$$

➤ Panas hilang ke lingkungan melalui dinding reaktor

$$Q_{Loss} = \frac{Q}{A}$$

$$Q_{loss} = 8,9629 \text{ Btu / Jam Ft}^2 \times 355,0625 \text{ ft}^2 = 3.182,4027 \text{ BTU / jam} = 802,6020 \text{ kcal / jam}$$

*Nurul Susanti      03 521 126  
Diana Akmalia K,    03 521 129*

*lampiran*





### REAKTOR 03

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara  $C_8H_9SO_3Br$  dan  $NaOH$   
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan koil pemanas.  
Kondisi operasi : Endotermis  
 $T = 75^\circ C$   
 $P = 1 \text{ atm}$

#### A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN



Diketahui :

Komponen	Massa (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Densitas (Kg/Lt)	FV (Lt/jam)
$C_8H_9Br$	13,6808	0,0740	1,3600	10,0594
$B_2O_3$	45,2119	0,6492	1,8440	24,5184
$C_8H_9SO_3Br$	1.587,3568	5,9900	1,3600	1.167,1741
$NaOH$	479,2000	11,9800	1,4930	320,9645
$H_2O$	479,2000	26,6222	1	479,2000
<b>Total</b>	<b>2.604,6495</b>			<b>2.001,9164</b>

➤ Menghitung Konsentrasi Umpan

$$C_{AO} = \frac{molA}{\Sigma FV} = \frac{0,0740 \text{Kmol} / \text{jam}}{2.001,9164 \text{Lt} / \text{jam}} = 0,002992 \text{Kmol} / \text{Lt}$$

$$C_{BO} = \frac{molB}{\Sigma FV} = \frac{11,98 \text{Kmol} / \text{jam}}{2.001,9164 \text{Lt} / \text{jam}} = 0,005984 \text{Kmol} / \text{Lt}$$

➤ Persamaan Matematis Reaktor

Perbandingan reaktor =  $C_8H_9SO_3Br : NaOH = 1 : 2,5$

Konversi : 90 %





$$-r_A = -\frac{dc_A}{dt} = K.C_A$$

$$-\int_{C_{Ao}}^{C_A} = K \int_0^t dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{Ao}} = Kt$$

$$x_A = \frac{N_{Ao} - N_A}{N_{Ao}} = 1 - \frac{N_A/v}{N_{Ao}/v} = 1 - \frac{C_A}{C_{Ao}}$$

$$dx_A = -\frac{dC_A}{C_{Ao}}$$

$$\frac{dx_A}{dt} = -\frac{dC_A}{C_{Ao}}$$

$$\frac{dx_A}{dt} = K(1 - x_A)$$

$$\int_0^{x_A} \frac{dx_A}{1 - x_A}$$

$$-\ln(1 - x_A) = Kt \dots \dots \dots (\text{Levenspiel Octave, 1999, 'Chemical Engineering'})$$

➤ **Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi**

Diket :  $x_A = 0,9$

$t = 2$  jam.....(Sittig Marshall, 1969, 'Organic Chem. Process Encyclopedia', p-605)

$$-\ln . (1 - x_A) = K . t$$

$$-\ln . (1 - 0,9) = K . 2$$

$$K = 1,1513 / \text{jam}$$



## B. OPTIMASI REAKTOR

### a. Menghitung Jumlah Reaktor

Asumsi :

- Reaksi orde 1  $(-r_A) = k \cdot C_A$
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.
- Kecepatan alir volumetrik ( $F_v$ ) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.
- $(V/F_v)$  untuk masing-masing reaktor dianggap sama (bila jumlah reaktor lebih dari 1 buah).
- Kondisi endotermis *steady state*.
- Densitas cairan dianggap tetap.

Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan “Six Tenths Factor”.

$$E_b = E_a(C_b / C_a)^{0.6} \quad (\text{Aries \& Newton, p-15})$$

Data :  $F_v = 2.001,9164 \text{ Lt/jam}$

$$k = 1,1513 / \text{jam}$$

$$X_A = 0.9$$

Neraca Massa Komponen A

$$R_{\text{input}} - R_{\text{output}} - R_{\text{reaksi}} = \text{Acc}$$

$$F_v \cdot C_{A0} - F_v \cdot C_A + r_A \cdot V = 0$$

$$F_v \cdot (C_{A0} - C_A) - K \cdot C_A \cdot V = 0$$



$$Fv \cdot (C_A - C_{A0} \cdot (1-x_A)) = K \cdot C_{A0} \cdot (1-x_A) \cdot V$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot x_A = K \cdot C_{A0} \cdot (1-x_A) \cdot V$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A0} \cdot x_A}{K \cdot C_{A0} \cdot x_A}$$

$$V = \frac{Fv \cdot x_A}{K \cdot (1-x_A)}$$

Dengan cara yang sama diperoleh :

$$V_1 = \frac{Fv \cdot (x_1 - x_0)}{K \cdot (1-x_1)}$$

$$V_2 = \frac{Fv \cdot (x_2 - x_1)}{K \cdot (1-x_2)}$$

$$V_3 = \frac{Fv \cdot (x_3 - x_2)}{K \cdot (1-x_3)}$$

$$V_4 = \frac{Fv \cdot (x_4 - x_3)}{K \cdot (1-x_4)}$$

Dengan cara *excel* diperoleh :

➤ Untuk 1 buah reaktor

$$V = 15.649,4812 \text{ Lt}$$

$$\theta = 7,8172 \text{ jam}$$

➤ Untuk 2 buah reaktor

$$V = 3.759,8361 \text{ Lt}$$

$$\theta = 1,8781 \text{ jam}$$

➤ Untuk 3 buah reaktor

$$V = 2.136,6873 \text{ Lt}$$

$$\theta = 1,0673 \text{ jam}$$

➤ Untuk 4 buah reaktor

$$V = 1.353,2968 \text{ Lt}$$

$$\theta = 0,6760 \text{ jam}$$

## b. Mencari Jumlah Reaktor yang Optimal

Kondisi operasi :

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

$$P = 14,7 \text{ psia}$$



Dipilih bahan "Stainless Steel" 50 psi untuk reaktor. Basis harga reaktor pada volume 1000 gallon = 40.000 \$ (Timmerhause, Fig.16-35, P-731)

**c. Menghitung Harga Reaktor**

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries \& Newton, p-15})$$

➤ Untuk 1 buah reaktor

$$E_b = 40000 \left( \frac{4134,1684}{1000} \right)^{0,6} \\ = 93.733,0808 \$$$

➤ Untuk 2 buah reaktor

$$E_b = 40000 \left( \frac{993,2467}{1000} \right)^{0,6} \\ = 39.837,7015 \$$$

➤ Untuk 3 buah reaktor

$$E_b = 40000 \left( \frac{564,4548}{1000} \right)^{0,6} \\ = 28.381,6411 \$$$

➤ Untuk 4 buah reaktor

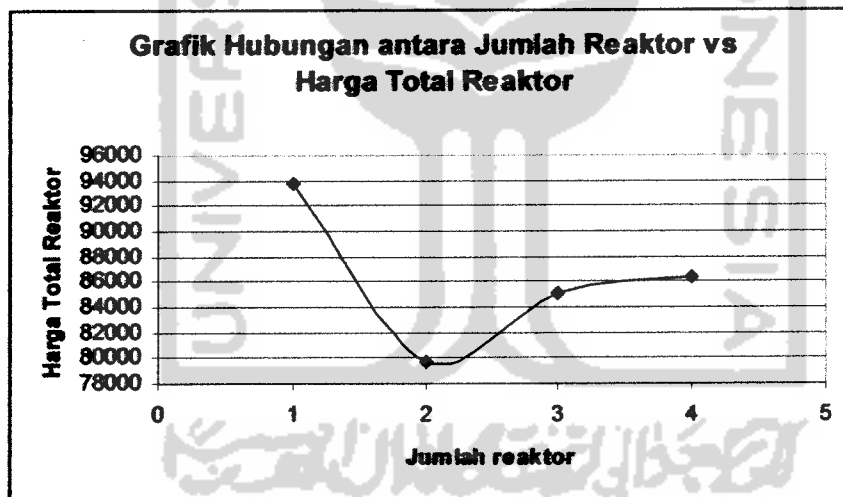
$$E_b = 40000 \left( \frac{357,5043}{1000} \right)^{0,6} \\ = 21.578,8733 \$$$





d. Penentuan Jumlah Pemakaian RATB

Jumlah Reaktor	Konversi (X)	Volume Tiap Reaktor (gallon)	Harga Per Unit (\$)	Harga Total (\$)	Waktu Tinggal (jam)
1	$X_1=0,9$	4.134,1684	93.733,0808	93.733,0808	7,8172
2	$X_1=0,45$ $X_2=0,9$	993,2467	39.837,7015	79.675,4029	1,8781
3	$X_1=0,54$ $X_2=0,78$ $X_3=0,9$	564,4548	28.381,6411	85.144,9233	1,0673
4	$X_1=0,44$ $X_2=0,68$ $X_3=0,82$ $X_4=0,9$	357,5043	21.578,8733	86.315,4933	0,6760



Gambar 1.1 Optimasi Jumlah Reaktor

Pertimbangan Volume :  $V_1 > V_2 > V_3 > V_4$

Pertimbangan Harga untuk 1 reaktor :  $R_1 > R_2 < R_3 < R_4$

Dipasang RATB sebanyak 2 buah disusun seri

Volume reaktor = 993,2467gallon x 3,7854 L/gallon



Over design 20%, jadi :

$$\begin{aligned}V_r &= 1,2 \times 3.759,8361 \text{ Lt} \\ &= 4.511,8033 \text{ Lt} \\ &= 4,5118 \text{ m}^3 \\ &= 275.326,9325 \text{ in}^3 \\ &= 1.191,8909 \text{ gallon} \\ &= 159,3331 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

### C. PERANCANGAN REAKTOR

#### ➤ Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor (Vessel)

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan  $D : H = 1 : 3$

(HF, Rase. P-209).

$$\begin{aligned}V_{shell} &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (3D) \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot 3D^3 \rightarrow D^3 = \frac{4 \cdot D}{\pi \cdot 3}\end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 4,5118 \text{ m}^3}{\pi \cdot 3}}$$

$$D = 1,2419 \text{ m}$$

Karena  $D : H = 1 : 3$ , maka :

$$H = 3 \cdot D$$

$$H = 3 \cdot 1,2419 \text{ m}$$

$$H = 3,7259 \text{ m}$$

$$H = 146,6924 \text{ in}$$

$$H = 12,2243 \text{ ft}$$



$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \rho \times H \\ &= 81 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 12,2244 \text{ ft} \\ &= 992,9076 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 6,8952 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{design} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\ &= 14,7 \text{ psi} + 6,8952 \text{ psia} \\ &= 21,5952 \text{ psi} \\ &= 1,469 \text{ atm} \end{aligned}$$

Jika dipilih *over design* tekanan sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned} P &= 1,2 \times P_{design} \\ &= 1,2 \times 21,5952 \text{ psi} \\ &= 25,9142 \text{ psia} \\ &= 1,7629 \text{ atm} \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \\ t_s &= \frac{25,9142 \text{ psi} \times 24,22879 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 25,9142 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ t_s &= 0,1673 \text{ in} \end{aligned}$$

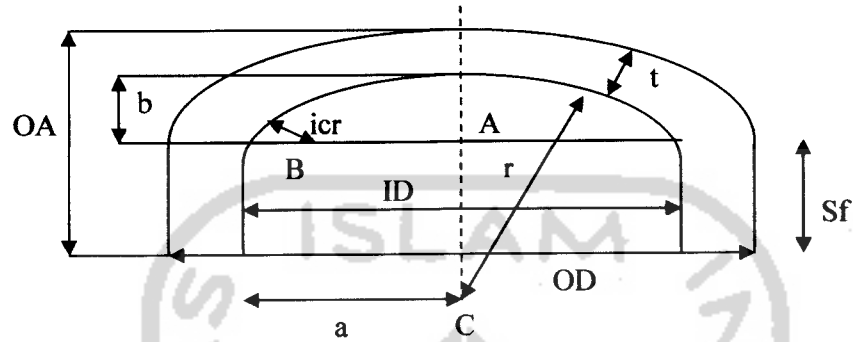
$$t \text{ shell standar} = 3/16 \text{ in} \quad (\text{appendix F, p-350, Brownell \& Young})$$



➤ **Menentukan Tebal Head**

Konstruksi head : *Stainless steel SA. 167 Grade 3*

Bentuk Head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*



Gambar 1.2 Bentuk Head

Keterangan gambar :

- ID diameter dalam head
- OD diameter luar head
- a jari-jari dalam head
- t tebal head
- r jari-jari luar dish
- icr jari-jari dalam sudut icr
- b tinggi head
- sf straight flange
- OA tinggi head total



Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_H = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{eq.13-12, p-258, Brownell\&Young})$$

Data :

$$ID = ID_{shell} = 1,2419m = 48,8974in$$

$$OD = OD_{shell} = IDx(2x t_s)$$

$$= 48,8974inx(2x0,1875in)$$

$$= 40,2427in$$

$$OD_{standar} = 54in \quad (\text{table 5.7, p-90, Brownell \& Young})$$

Standarisasi dari table 5.7, p-90, Brownell & Young diperoleh :

$$icr = 3\frac{1}{4} in$$

$$r = 54 in$$

Sehingga :

$$t_H = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C$$

$$t_H = \frac{0,885x25,9142psix24,2287in}{18,750psix0,8 - 0,1x25,9142psi} + 0,125$$

$$t_H = 0,1624in$$

$$t_H \text{ standar} = \frac{3}{16} in \quad (\text{table 5.6, p-88, Brownell \& Young})$$

Ukuran *Head* :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{48,8974in}{2} = 24,4487in$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 24,4487in - 3\frac{1}{4}in = 21,1987in$$

$$BC = r - icr = 54in - 3\frac{1}{4}in = 50,750in$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(50,750^2 - 21,1987^2)in^2} = 46,1105in$$

$$b = r - AC = 54in - 46,1105in = 7,890in$$

$$sf = 3 in \quad (\text{table 5.6, p-88, Brownell \& Young})$$



$$OA = t_H + b + sf$$

$$OA = \frac{3}{16}in + 7,890in + 3in$$

$$OA = 11,0770in$$

$$\text{Tinggi head} = 11,0770 \text{ in} = 0,2814 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 3,7259 \text{ m} + (2 \times 0,2814 \text{ m})$$

$$= 4,2887 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam reaktor :

$$A_{\text{penampang.shell}} = \frac{\pi}{4} x ID^2 = \frac{3,14}{4} x (48,8974in)^2 = 1.876,9046in^2 = 1,2109m^2$$

$$V_{\text{headbawah}} = 0,000049 x ID^3 \quad (\text{Brownell \& Young, p-88})$$

$$V_{\text{headbawah}} = 0,000049 x 48,8974in^3 = 5,7287in^3$$

$$V_{\text{shell}} = V_{\text{reaktor}} - V_{\text{head.bawah}}$$

$$V_{\text{shell}} = 275.326,9in^3 - 5,7287in^3 = 275.321,2038in^3 = 4,5117m^3$$

$$V_{\text{flange}} = \frac{\pi}{4} x ID^2 x sf$$

$$V_{\text{flange}} = \frac{3,14}{4} x (1,2419m)^2 x 0,0762m = 0,0922m^3 = 5.630,6952in^3$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell} = \frac{V_{\text{shell}}}{A_{\text{penampang.shell}}} = \frac{4,5117m^3}{1,2109m^2} = 3,7259 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam shell dan head bawah :

$$= \text{tinggi larutan dalam shell} + \text{tinggi head bawah}$$

$$= 3,7259 \text{ m} + 0,2814 \text{ m} = 4,0073 \text{ m}$$

Volume larutan dalam reaktor:



$$V_{shell} = A_{penampang.shell} \times H = 1,2109m^2 \times 3,7259m = 4,5118m^3$$

$$V_{head} = 2 \times V_{head.bawah} = 2 \times 5,7287in^3 = 11,4574in^3 = 0,0002m^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + V_{head} = 4,5118m^3 + 0,0002m^3 = 4,5120m^3$$

#### D. PERANCANGAN PENGADUK

Jenis pengaduk : *six blades turbine*

➤ Diameter pengaduk (d) :

$$\frac{ID}{d} = 3$$

$$d = \frac{ID}{3} \rightarrow d = \frac{1,2419m}{3}$$

$$d = 0,4139m$$

$$d = 16,299in$$

$$d = 1,3583ft$$

➤ Jarak pengaduk dengan dasar tangki (c) :

$$\frac{c}{d} = 2,7 - 3,9 \text{ dipilih } \frac{c}{d} = 3,9$$

$$c = d$$

$$c = 0,4139m$$

$$c = 16,299in$$

$$c = 1,3583ft$$

➤ Lebar sudu pengaduk (b) :

$$\frac{b}{d} = \frac{1}{5} \rightarrow b = \frac{1}{5} \times d$$

$$b = \frac{1}{5} \times 0,4139m$$

$$b = 0,0827m$$

$$b = 3,2598in$$

$$b = 0,2716ft$$



- Panjang sudu pengaduk (I) :

$$\frac{I}{d} = \frac{1}{4} \rightarrow I = \frac{1}{4}xd$$

$$I = \frac{1}{4}x0,4139m$$

$$I = 0,1035m$$

$$I = 4,0748in$$

$$I = 0,3396ft$$

- Lebar baffle (B) :

$$B = 0,17xD$$

$$B = 0,17x1,2419m$$

$$B = 0,2111m$$

$$B = 8,3126in$$

$$B = 0,6927ft$$

- Kecepatan putar pengaduk (N) :

$$\rho_{cairan} = \frac{massatotal}{FV} = \frac{2.604,6495kg/jam}{2.001,9164Lt/jam} = 1,3011kg/Lt = 81,2263Lb/ft^3$$

$$Sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} = \frac{1,3011kg/Lt}{1kg/Lt} = 1,3011$$

$$Zl = \text{tinggi\_larutan\_dalam\_shell} = 3,7259m$$

$$WELH = Zl \times Sg = 3,7259m \times 1,3011 = 4,8477m = 15,9053ft$$

$$N = \frac{600}{\pi xd} \sqrt{\frac{WELH}{2xd}} \quad (\text{eq.8.8, p-345, HF Rase})$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 1,3583ft} \sqrt{\frac{15,9053ft}{2 \times 1,3583ft}}$$

$$N = 340,4096rpm$$

$$N = 5,6735rps$$

$$N = 20.424,5767rph$$





➤ Jumlah pengaduk :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{eq. 8.9, p-345, HF Rase})$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{4,8477m}{3,7259m} = 1,197 = 1 \text{ buah}$$

➤ Kekuatan pengaduk (P) :

$$N_{re} = \frac{NxD^2 \times \rho}{\mu} = \frac{5,6735rps \times (4,0748 \text{ ft})^2 \times 81,2263 \text{ lbm/ft}^3}{0,0009 \text{ lb/ft.s}} = 1.851.630,391$$

Karena  $N_{re} > 2100$ , maka alirannya turbulen.

$$P = \frac{N_p \rho N^3 d^5}{g_c} \quad (\text{Brown, p-508})$$

$$N_p \text{ konstan} = 5,5 \quad (\text{Rase, p-345})$$

$$P = \frac{5,5 \times 81,2263 \text{ lbm/ft}^3 \times (5,6735rps)^3 \times (1,3583 \text{ ft})^5}{32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

$$P = 111.724,0817 \text{ lbf.ft/s}$$

$$P = 21,3165 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 89\% \quad (\text{fig. 14.38, p-521, Timmerhause})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} = \frac{21,3165 \text{ Hp}}{89\%} = 23,9511 \text{ Hp}$$

Dipakai daya motor standar 25 Hp



## E. PERANCANGAN KOIL PEMANAS

### Reaktor-03

$$Q_{\text{steam}} = 316.776,5672 \text{ kcal/jam}$$

➤ Kebutuhan steam

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

$$T_{\text{operasi}} = 75 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{steam}} = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

➤ Luas transfer panas (A) =  $\frac{Q}{(U \times LMTD)}$

$$\begin{aligned} &= \frac{316.776,5672}{0,2520} \\ &= \frac{150 \times 83,4885}{150 \times 83,4885} \\ &= 100,3707 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

➤ Panjang Coil (L) =  $\frac{A}{A_o}$

$$\begin{aligned} &= \frac{100,3707 \text{ Ft}^2}{0,753 \text{ Ft}^2 / \text{ft}} \\ &= 133,2944 \text{ ft} = 40,6385 \text{ m} \end{aligned}$$

dari tabel 11 p-844, DQ Kern, utk NPS = 2.5 inc, Sch = 40 didapat

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$a^{\circ}f = 4,79 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$A_o = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}$$



➤ Kecepatan Linier Steam Pemanas

$$= \frac{W}{a' f} = \frac{6.075,8212 \text{ Lb} / J}{0,033 \text{ ft}^2} = 184.115,7952 \text{ Lb} / \text{Jft}^2$$

pada  $T = 86 \text{ C}$  di dapat :

$$\mu_{\text{air}} = 0,8575 \text{ cp} \quad = 5,76\text{E-}04 \text{ lb/ftdtk}$$

$$c_{\text{p air}} = 1 \text{ BTU/lbF}$$

$$k = 0,3547 \text{ BTU/jft}^2\text{F}$$

$$p = 1 \text{ kg/lt} \quad = 62,2326 \text{ lb/cuft}$$

$$V = 3,7784 \text{ ft/dtk}$$

$$h_i = 496,1113 \text{ BTU/jft}^2\text{F}$$

➤ Diameter Coil ( $D_c$ )

(diameter reactor – 2 jarak antara lilitan dengan dinding reactor)

$$= (4,0748 - (2 \times 0,5))$$

$$= 3,0748 \text{ ft}$$

$$= 0,9374 \text{ m}$$

➤ Koreksi untuk pipa helical coil =

$$H_{io} = h_i \left( 1 + 3,5 \frac{d}{d_c} \right)$$

$$= 496,1113 \left\{ 1 + \left( \frac{3,5 \times 0,21}{0,9374} \right) \right\}$$

$$= 614,7023 \text{ Btu/Jft}^2\text{F}$$

➤ Luas Penampang 1 Lingkaran

$$= \pi \cdot D_c \cdot A_o$$

$$= 3,14 \times 0,9374 \times 0,753$$

$$= 7,27 \text{ ft}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Volume Coil} &= \frac{\pi}{4} \times D_o^2 \times L \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,24^2 \times 133,2944 \\ &= 6,027 \text{ ft}^3 \\ &= 0,1707 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan total setelah ada coil} &= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume coil} \\ &= (4,5117 + 0,1707) \text{ m}^3 \\ &= 4,6824 \text{ m}^3 = 165,3088 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan setelah ada coil} &= \frac{165,3088 \text{ ft}^3}{17,85588 \text{ ft}^2} \\ &= 9,2564 \text{ ft} \end{aligned}$$

Range jarak antara coil dengan permukaan dan dasar tanki = 2- 6 inch

Diambil jarak antara coil dengan permukaan tanki = 6 inch dan jarak coil dengan dasar tanki = 6 inch

$$\text{Jadi tinggi coil, } N_c = 9,2564 \text{ ft} \times (2 \times 0,5 \text{ ft}) = 8,2564 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kumparan coil (NC)} &= \frac{\text{Luas transfer panas}}{\text{luas penampang untuk lingkaran}} \\ &= \frac{100,3706 \text{ ft}^2}{7,27 \text{ ft}^2} = 13,8059 = 14 \text{ lingkaran} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak antar lilitan} = 1,3633 \text{ ft} = 16,3661 \text{ inch} = 41,235 \text{ cm}$$



➤ Harga Koreksi:

Ak = jumlah kumparan coil x luas penampang untuk 1 lingkaran

$$= 13,8059 \text{ ft} \times 7,27 \text{ ft}$$

$$= 100,3706 \text{ ft}^2$$

$$\text{➤ } U_{dk} = \frac{316.776,5672}{0,2520 (100,3706 \times 83,4885)} = 150 \text{ BTU} / \text{J}^2 \text{ F}$$

Hc = Koefisien transfer panas untuk cairan di luar coil

k = Thermal conductivity larutan = 0,074 Btu/jam.ft<sup>2</sup>F

Di = Diameter tangki = 4,074 ft

L = Diameter impeller = 5,2972 ft

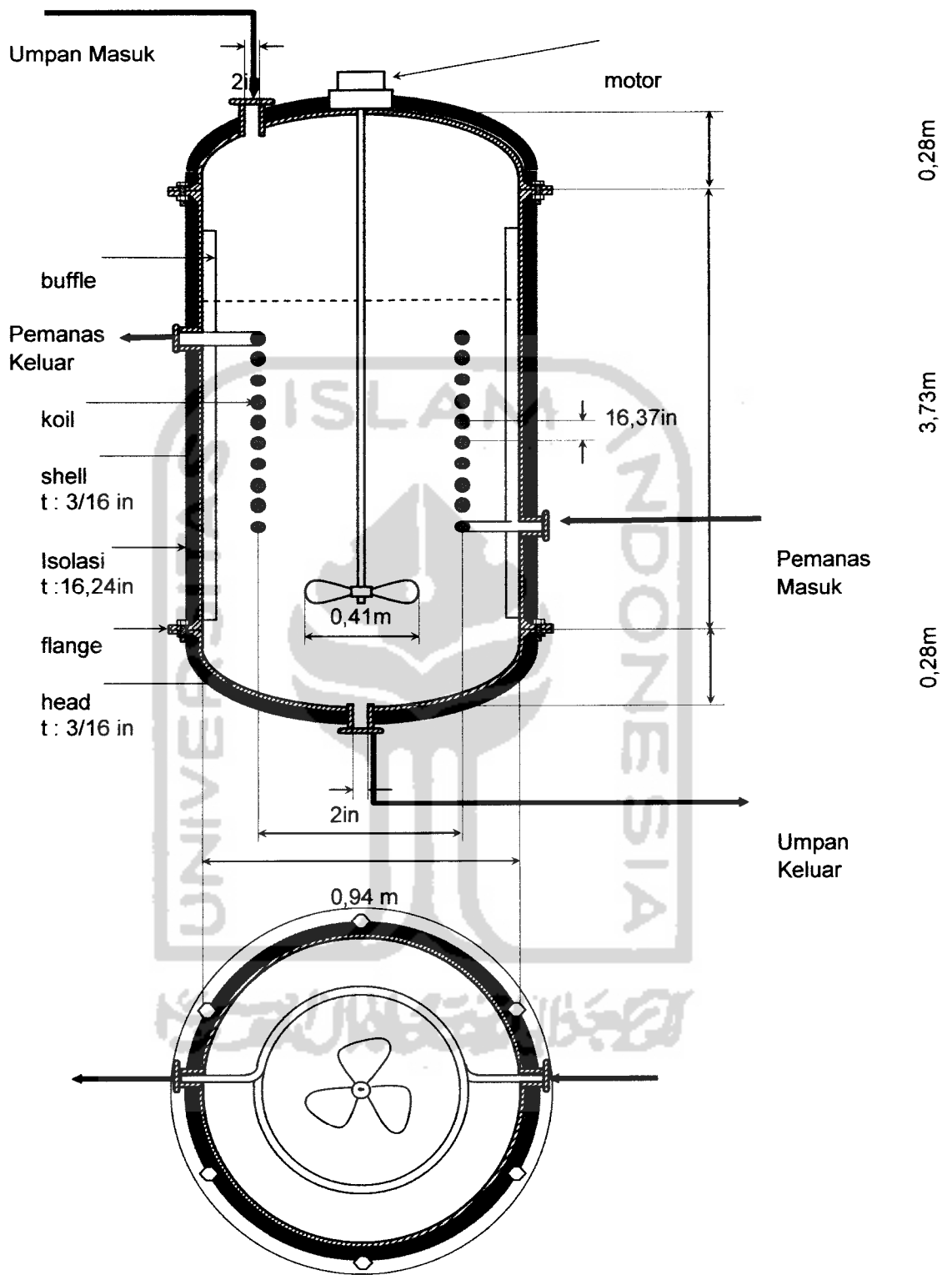
N = Putaran pengaduk = 20.424,5767 rpm

ρ = Densitas larutan = 80,9695 Lb/cuft

$$\text{➤ } h_c = 0,87 \frac{k}{D_i} \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{\mu C_p}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right) \dots \dots \dots \text{Kern, p.722}$$
$$= 2785,7882$$

$$\text{➤ } U_c = \frac{h_c h_{io}}{h_c + h_{io}} = \frac{2785,7882 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} \times 614,7023 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}}{2785,7882 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} + 614,7023 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}} = 503,5833$$

$$\text{➤ } R_d = \frac{U_c - U_{dk}}{U_c \times U_{dk}} = \frac{503,5833 - 150}{(503,5833 \times 150)} = 0,0047$$





#### Reaktor-04

- Fungsi : mempertahankan suhu di dalam reaktor tetap 75°C

$$Q_{\text{steam}} = 68.899,8129 \text{ kcal/jam}$$

- Kebutuhan steam

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

$$T_{\text{operasi}} = 75^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{steam}} = 110^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 83,4885 \text{ F}$$

$$\text{Diambil UD} = 150 \text{ Btu/Jft}^2\text{F}$$

- Luas transfer panas (A) =  $\frac{Q}{(Ud \times \text{LMTD})}$

$$\begin{aligned} &= \frac{68.899,8129}{0,2520} \\ &= \frac{68.899,8129}{150 \times 83,4885} \\ &= 21,8309 \text{ Ft}^2 \end{aligned}$$

- Panjang Coil (L) =  $\frac{A}{A_o}$

$$\begin{aligned} &= \frac{21,8309 \text{ Ft}^2}{0,753 \text{ Ft}^2 / \text{ft}} \\ &= 28,9915 \text{ ft} = 8,8390 \text{ m} \end{aligned}$$

dari tabel 11 p-844, DQ Kern, utk NPS = 2.5 inc, Sch = 40 didapat

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$a'f = 4,79 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$



➤ Kecepatan Linier Steam Pemanas

$$= \frac{W}{a' f} = \frac{6.075,8212 \text{ Lb} / J}{0,033 \text{ ft}^2} = 184.115,7952 \text{ Lb} / J \text{ft}^2$$

pada  $T = 86 \text{ C}$  di dapat :

$$\mu_{\text{air}} = 0,8575 \text{ cp} \qquad = 5.76\text{E-}04 \text{ lb/ftdk}$$

$$c_{\text{pair}} = 1 \text{ BTU/lbF}$$

$$k = 0,3547 \text{ BTU/j}^2\text{F}$$

$$p = 1 \text{ kg/lit} \qquad = 62.2326 \text{ lb/cuft}$$

$$V = 0,8716 \text{ ft/dtk}$$

$$h_i = 148,7981 \text{ BTU/jft}^2\text{F}$$

➤ Diameter Coil ( $D_c$ )

$$= (\text{diameter reactor} - 2 \text{ jarak antara lilitan dengan dinding reactor})$$

$$= (4,0748 - (2 \times 0,5))$$

$$= 3,0748 \text{ ft}$$

$$= 0,9374 \text{ m}$$

➤ Koreksi untuk pipa helical coil

$$H_{io} = h_i \left( 1 + 3,5 \frac{d}{d_c} \right)$$

$$= 148,7982 \left\{ 1 + \left( \frac{3,5 \times 0,21}{0,9374} \right) \right\}$$

$$= 181,3998 \text{ Btu/Jft}^2\text{F}$$

➤ Luas Penampang 1 Lingkaran

$$= \pi \cdot D_c \cdot A_o$$

$$= 3,14 \times 0,9374 \times 0,753$$

$$= 7,27 \text{ ft}^2$$





➤ Volume Coil =  $\frac{\pi}{4} x Do^2 x L$

$$= \frac{3,14}{4} x 0,24^2 x 28,9915$$

$$= 1,3109 \text{ ft}^3$$

$$= 0,0371 \text{ m}^3$$

➤ Volume cairan total setelah ada coil

$$= \text{volume cairan mula-mula} + \text{volume coil}$$

$$= (4,5117 + 0,0371) \text{ m}^3$$

$$= 4,5488 \text{ m}^3 = 160,5927 \text{ ft}^3$$

➤ Tinggi cairan setelah ada coil =  $\frac{160,5927 \text{ ft}^3}{17,85588 \text{ ft}^2}$

$$= 8,9923 \text{ ft}$$

Range jarak antara coil dengan permukaan dan dasar tanki = 2- 6 inch

Diambil jarak antara coil dengan permukaan tanki = 6 inch dan jarak coil dengan dasar tanki = 6 inch

➤ Jadi tinggi coil,  $N_c = 8,9923 \times (2 \times 0,5 \text{ ft}) = 7,9923 \text{ ft}$

➤ Jumlah kumparan coil (NC) =  $\frac{\text{Luas transfer panas}}{\text{luas penampang untuk 1 lingkaran}}$

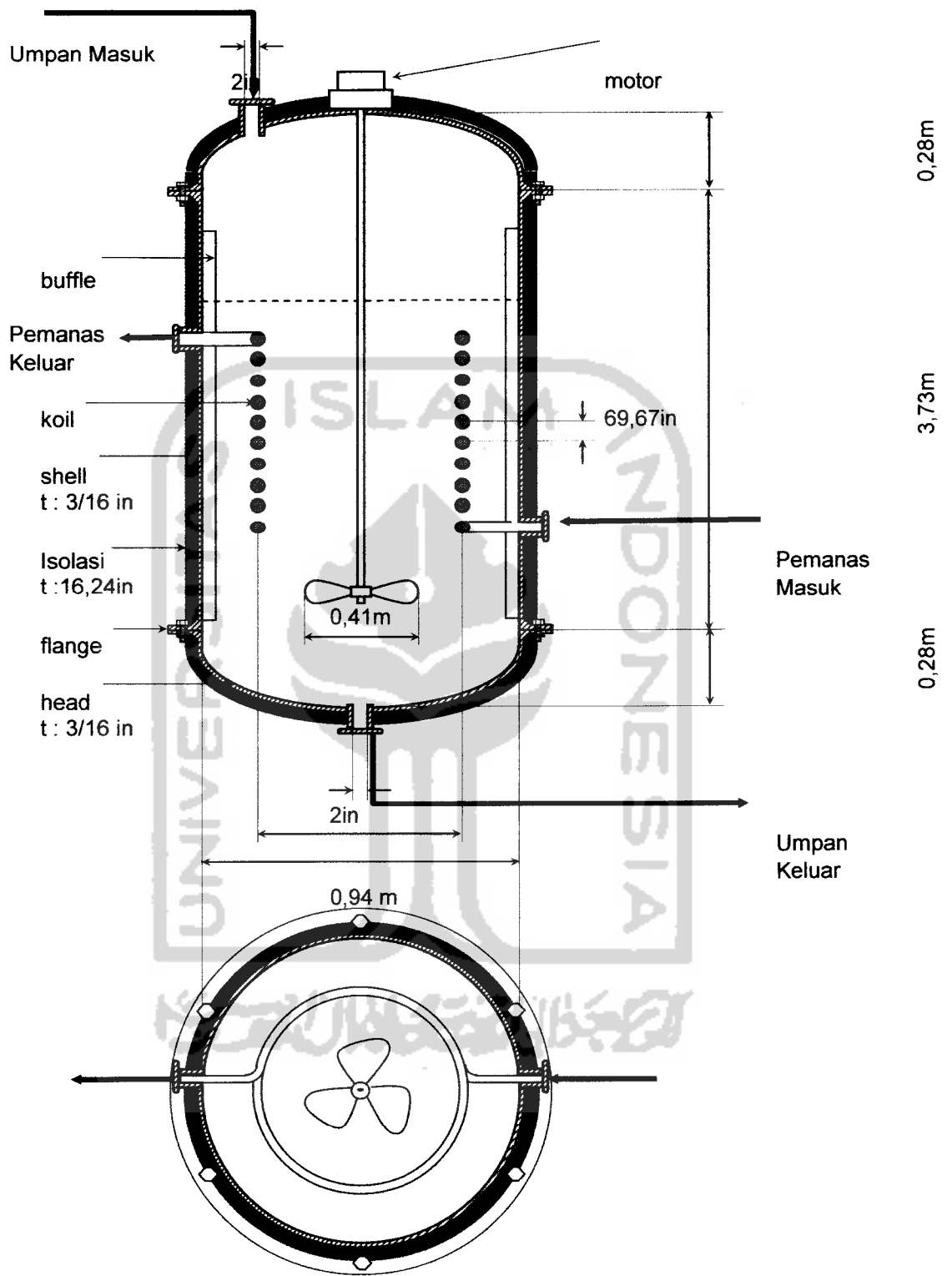
$$= \frac{21,8309 \text{ ft}^2}{7,27 \text{ ft}^2} = 3,0028 = 3 \text{ lingkaran}$$

➤ Jarak antar lilitan =  $5,8038 \text{ ft} = 69,6736 \text{ inch} = 175,545 \text{ cm}$

➤ Harga Koreksi:

Ak = jumlah kumparan coil x luas penampang untuk 1 lingkaran

$$= 3,0028 \text{ ft} \times 7,27 \text{ ft}$$





$$= 21,8309 \text{ ft}^2$$

$$\text{Udk} = \frac{68.899,8129}{(21,8309 \times 83,4885)} = 150 \text{ btu} / \text{j}^2 \text{ F}$$

Hc= Koefisien transfer panas untuk cairan di luar coil

k = Thermal conductivity larutan = 0,074 Btu/jam.ft<sup>2</sup>F

Di = Diameter tangki = 4,074 ft

L= Diameter impeller = 5,2972 ft

N = Putaran pengaduk = 20.424,5767 rph

ρ = Densitas larutan = 80,9695 Lb/cuft

$$\text{hc} = 0,87 \frac{k}{Di} \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{\mu C_p}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right) \dots \dots \dots \text{Kern, p.722}$$

$$= 2785,7882$$

$$\text{Uc} = \frac{hc \cdot hio}{hc + hio} = \frac{2785,7882 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} \times 181,3998 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}}{2785,7882 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F} + 181,3998 \text{ Btu} / \text{J}^2 \text{ F}} = 170,3099$$

$$\text{Rd} = \frac{Uc - Udk}{Uc \times Udk} = \frac{170,3099 - 150}{(170,3099 \times 150)} = 0,0008$$

**F. PERANCANGAN ISOLASI**

➤ Tebal isolasi

Bahan isolasi : asbestos

K isolasi : 0,1123 BTU/jam.ft<sup>1</sup>.°F

T tinggi (T1) : 100°C = 373 K = 212°F

T udara sekitar (Tu) : 30°C = 303 K = 86°F

Diinginkan T dinding luar isolasi : 40°C = 313 K = 104°F

Emisivitas bahan isolasi (ε) : 0,94 (Mc.Adams,1958)



Transfer panas melalui permukaan isolasi ke udara karena radiasi dan konveksi  
 Pada saat ajeg, maka  $q_c = q_k = q$ . Karena suhu dinding luar isolasi kecil, maka  
 yang kemungkinan terjadi hanya panas konveksi.

Koefisien transfer panas konveksi,  $h_c$  :

$$h_c = 0,19(\Delta T)^{1/3}$$

$$h_c = 0,19(104^\circ F - 86^\circ F)^{1/3} = 0,497941 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ F$$

Panas yang hilang secara konveksi persatuan luas :

$$\frac{Q}{A} = h_c(T_2 - T_u)$$

$$\frac{Q}{A} = 0,497941 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ F \times (104^\circ F - 86^\circ F) = 8,962936 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ F$$

Tak ada akumulasi

Perpindahan panas konduksi = perpindahan panas konveksi + panas radiasi

$$\frac{Q}{A} k = \frac{Q}{A} = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}}$$

Dimana :

$$x_1 = \text{tebal dinding reaktor} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,015619 \text{ ft}$$

$x_2 = \text{tebal isolasi}$

$$k_1 = k \text{ baja} = 26 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ F$$

$$k_2 = k \text{ asbestos} = 0,1123 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ F$$

$$\frac{Q}{A} k = \frac{Q}{A} = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}}$$

$$8,962936 = \frac{(212 - 104)}{\frac{0,015619}{26} + \frac{x_2}{0,1123}} \rightarrow x_2 = 1,353105 \text{ ft} = 41,24265 \text{ cm}$$





- Luas permukaan reaktor untuk perpindahan panas

Luas head atas dan bawah,  $A_1$  :

$$A_1 = 2(2\pi \cdot a' \cdot b')$$

Dimana :  $x_1 = 0$  in

$$x_2 = 1,353105 \text{ ft} = 0,412426 \text{ m}$$

$$r = 24,4487 \text{ in} = 0,6210 \text{ m}$$

$$b = 7,8895 \text{ in} = 0,2004 \text{ m}$$

$$a' = r + x_1 + x_2 = (0,6210 + 0 + 0,4124) \text{ m} = 1,0334 \text{ m}$$

$$b' = b + x_1 + x_2 = (0,2004 + 0 + 0,4126) \text{ m} = 0,6128 \text{ m}$$

$$A_1 = 2\pi(2 \times \pi \times a' \times b')$$

$$A_1 = 2\pi(2 \times 3,14 \times 1,0334 \text{ m} \times 0,6128 \text{ m}) = 7,9547 \text{ m}^2$$

Luas selimut silinder,  $A_2$  :

$$A_2 = \pi \cdot D_o' \cdot H$$

Dimana :  $D_o = 48,8975 \text{ in} = 1,242 \text{ m}$

$$H = 146,6924 \text{ in} = 3,726 \text{ m}$$

$$D_o' = D_o + 2(x_2) = 1,242 \text{ m} + 2(0,4124 \text{ m}) = 2,0669 \text{ m}$$

$$A_2 = \pi \times D_o' \times H$$

$$A_2 = 3,14 \times 2,0669 \text{ m} \times 3,726 \text{ m} = 24,1818 \text{ m}^2$$

$$A_{total} = A_1 + A_2$$

$$A_{total} = 7,9547 \text{ m}^2 + 24,1818 \text{ m}^2 = 32,1365 \text{ m}^2 = 345,9143 \text{ ft}^2$$

- Panas hilang ke lingkungan melalui dinding reaktor

$$Q_{Loss} = \frac{Q}{A}$$

$$Q_{Loss} = 8,9626 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \times 345,9143 \text{ ft}^2 = 3.100,4072 \text{ Ft} = 781,9227 \text{ kkal} / \text{jam}$$