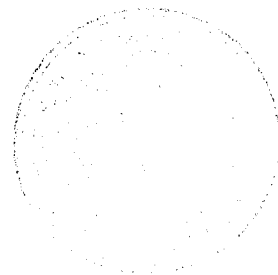
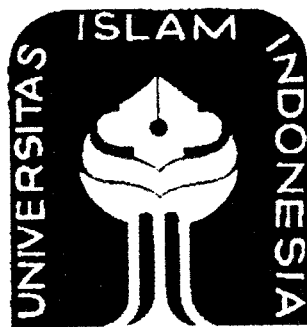


**PRA RANCANGAN PABRIK ANHYDRID MALEAT
DARI BUTANA DAN UDARA
KAPASITAS 40.000 Ton / Tahun**

TUGAS AKHIR

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



Disusun Oleh :

Nama : Yoga Wisnu Wardani Nama : Novita Yuniati Sutami
No. Mhs : 02 521 088 No. Mhs : 02 521 102

**TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2007**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ANHYDRID MALEAT
DARI BUTANA DAN UDARA
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

oleh:

Yoga Wisnu Wardani	02 521 088
Novita Yuniati Sutami	02 521 102

Yogyakarta. April 2007

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir



Diana, ST., MSc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK ANHYDRID MALEAT
DARI BUTANA DAN UDARA
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Yoga Wisnu Wardani	02 521 088
Novita Yuniati Sutami	02 521 102

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, April 2007

Tim Penguji,

1. Diana, ST., Msc
2. Ir. Djaka Hartaja, MM
3. DR. Hasnah Mu'in, SU

(*Juga*)
(*Hasnah Mu'in*)
(*Djaka Hartaja*)

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Kel
Dra. Kamariah Anwar, MS.

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

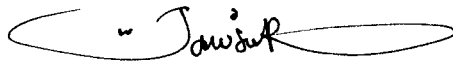
Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Yoga Wisnu Wardani Nama : Novita Yuniati Sutami
No. Mhs : 02 521 088 No. Mhs : 02 521 102

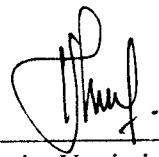
Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Yogyakarta, April 2007



Yoga Wisnu Wardani



Novita Yuniati Sutami

MOTTO

Bahagiaalah dengan apa yang engkau peroleh, terimalah dengan senang hati segala pemberian Allah, dan abaikanlah mimpi-mimpi yang tidak sesuai dengan kadar dan kemampuanmu

Kenyamanan tubuh karena sedikit makan. Kenyamanan jiwa karena sedikit dosa. Kenyamanan hati karena sedikit keinginan. Kenyamanan lisan karena sedikit bicara...

Kebahagiaan orang yang beriman adalah dengan mencintai Allah. Dan mencintai Allah merupakan puncak dari segala kebahagiaan dan hanya bisa dinikmati oleh mereka yang sungguh-sungguh beriman dan tidak mau menerima kebahagiaan selain-Nya...

HALAMAN PERSEMBAHAN

Yoga Thanks To :

- Allah SWT Rabb Semesta Alam
- Shalawat serta salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat yang setia hingga akhir hayat.
- Ayah dan Ibu Tercinta
Papah (dan) dan Mamah tercinta.... Terima kasih atas segala restu, kasih sayang dan cintanya, pengorbanan dan perhatiannya.
- Saudara – Saudaraku
Kakak ku dr. Ritom Subantar BM.... Akhirnya kita lulus bareng.. Ayo bahagiain mamah.. Saudara-saudaraku yang di Jogja, Semarang, Madiun.. terima kasih atas semua bantuannya.
- Ibu Diana, ST, M.Sc Terima kasih atas semua bimbingan dan ilmu yang ditularkan kepada kami sehingga kami bisa dan mengerti, dan bukan hanya bisa saja.. Andai semua dosen bisa seperti Ibu, kita akan jauh lebih maju... Hanya Allah SWT yang dapat membalas apa yang telah ibu berikan.
- Bpk Ir. Agus Prasetya, M.Sc., Phd. Terima kasih atas bimbingan awal yang diberikan kepada kami.
- Patner TA-Ku, Novita Yuniati Sutami, ST Akhirnya selesai juga.. Maaf bikin kamu sering sebel, makasih banget atas kerja bareng kita (tak tunggu undangane.... He...)
- Keluarga Bpk Hichmat Santosa... Papah, Mamah, dan sekeluarga, terima kasih atas semua perhatian, doa, dan keluarga ke dua ku.

vt@xie-xie-t

Tak henti-hentinya hamba mengucap syukur padaMu

Yaa...Allah...

Wahai zat yang Maha Pengasih...

Semoga kedepannya hamba selalu ingat & terus bersyukur padaMu...

...Amien...Amien...Yaa Rabbal alamin...

Sholawat & Salam

Sholawat & salam hamba haturkan pada

...Nabi Muhammad SAW...

beserta sahabat & keluarga beliau hingga akhir zaman...

Yang selalu

Yang selalu memberikan inspirasi

Dengan segala didikan yang diberikan dari eta lahir

... hingga akhir nafasmu...

kau akan selalu hidup dalam hati eta

...Pati... I miss U...

Qta semua

Qta semua selalu mendo'akan...

Semoga Allah selalu meridhoi setiap langkah dan doa-doamu...

...Amien...

Belajar yang rajin lho...!!!

11/11/2013, 10:00 AM

11/11/2013, 10:00 AM

Terima kasih buat perhatian & kasih sayangnya
Yang selalu sabar & memberikan banyak masukan atas segala keluh kesah
Yang kadang buat mas sebel... hehe
...karenamu...
hidupku menjadi lebih berwarna...
...na jing youru yonggyuan...

11/11/2013, 10:00 AM

Terima kasih atas semua bimbingannya...
Yang dari nggak tau jadi tau, yang bingung jadi nda bingung...
Walau qta sering bingungin ibu...
(Hehe Bingung ya..??)
Semoga semua ilmu yang diberikan buat qta dapat berguna
Buat diri sendiri dan orang-orang disekitar...
...Amien...
semoga Allah membalas semua jasa-jasa yang ibu berikan...

11/11/2013, 10:00 AM

Yang sabar dan pengertian...
Berkontribusi untuk beberapa kali pertemuan
Lagi... semoga bisa...
...maka... semoga...
...Amien...

11/11/2013, 10:00 AM

Yoga wisnu wardani, ST...
Akhirnya berakhir sudah...
Nda mumet lagi, nda bingung lagi, nda deg-degan lagi...
Makasih udah jadi partner DA-ku yang baik...
Maafin aq klo ada salah ma kamu... (piss... hehe)
Semoga kedepannya selalu dimudahkan oleh Allah SWT
...Amien...

Inox's ma Atik's...

KK, N 92...

Si Putih...

...DA 3292 P...

*Yang selalu nemenin kemanapun aq pengen pergi...
Jangan manja ya!!! Tetap kinclong... hehe*

Id...

Makasih Laptornya...

*Makasih buat pinjaman KTMnya...
En Makasih buanyak buat semua pihak yang sangat membantu dalam
penyelesaian Tugas Akhirku ini...
... matur nuwun...*

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr. Wb.

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul Pra Rancangan Pabrik *Maleic Anhydride* dari *Butane* dan *udara* dengan Kapasitas 40.000 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 Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Ibu Diana, ST., MSc., selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Semua pihak yang telah membantu penulis 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.

Yogyakarta, April 2007

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PERNYATAAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
ABSTRACT.....	xii
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Tinjauan Pustaka.....	3
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1. Spesifikasi Produk.....	8
2.2. Spesifikasi Bahan.....	9
2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu.....	11
2.4. Pengendalian Kualitas.....	11
BAB III. PERANCANGAN PROSES	
3.1. Uraian Proses.....	14
3.2. Penentuan Kapasitas.....	15

3.3.	Spesifikasi Alat	19
3.4.	Perencanaan Produksi	41

BAB IV. PERENCANAAN PABRIK

4.1.	Lokasi Pabrik	47
4.2.	Tata Letak Pabrik	50
4.3.	Tata Letak Alat Proses	54
4.4.	Spesifikasi Alat Utilitas.....	58
4.5.	Pelayanan Teknis (Utilitas).....	77
4.6.	Laboratorium.....	91
4.7.	Kesehatan dan Keselamatan Kerja.....	97
4.8.	Organisasi Perusahaan	98
4.9.	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	112
4.10.	Pembagian Jam Kerja Karyawan	113
4.11.	Pembagian Jabatan	115
4.12.	Perincian Jumlah Karyawan.....	116
4.13.	Kesejahteraan Karyawan.....	117
4.14.	Analisa Ekonomi.....	118

BAB V. KESIMPULAN.....	131
------------------------	-----

DAFTAR PUSTAKA	132
----------------------	-----

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Data Perkembangan Export Import Maleic Anhydride	2
Tabel 1.2.	Daftar Harga Tiap-Tiap Bahan	3
Tabel 3.4.1.	Neraca Massa Reaktor	43
Tabel 3.4.2.	Neraca Massa Codensor Parsial	44
Tabel 3.4.3.	Neraca Massa Menara Distilasi.....	44
Tabel 3.5.1.	Neraca Panas Reaktor	44
Tabel 3.5.2.	Neraca Panas Condensor.....	45
Tabel 3.5.3.	Neraca Panas Menara Distilasi	45
Tabel 3.5.4.	Neraca Panas Vaporizer	45
Tabel 3.5.5.	Neraca Panas Heat Exchanger-01	45
Tabel 3.5.6.	Neraca Panas Heat Exchanger-02	46
Tabel 3.5.7.	Neraca Panas Cooler	46
Tabel 4.1.	Perincian Luas Tanah Bangunan Unit	52
Tabel 4.2.	Kebutuhan Air Pendingin.....	83
Tabel 4.3.	Kebutuhan Steam	85
Tabel 4.4.	Kebutuhan Listrik Alat Proses	86
Tabel 4.5.	Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas.....	86
Tabel 4.6.	Gaji Karyawan Pabrik per Bulan	113
Tabel 4.7.	Jadwal Kerja Untuk Tiap Regu	115
Tabel 4.8.	Perincian Jumlah Karyawan.....	116
Tabel 4.9.	Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun	120

Tabel 4.10.	Fixed Capital Investment	125
Tabel 4.11.	Working Capital	126
Tabel 4.12.	Manufacturing Cost.....	126
Tabel 4.13.	General Expense	127
Tabel 5.1.	Hasil Evaluasi Ekonomi.....	131

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif.....	17
Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif.....	18
Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik Maleic Anhydride.....	53
Gambar 4.2. Tata Letak Alat Proses.....	57
Gambar 4.3. Struktur Organisasi Perusahaan.....	104
Gambar 4.4. Garafik SDP dan BEP.....	130

ABSTRACT

Preliminary design of Maleic Anhydride with capacity 40,000 ton/year is planned to be built in Cilacap industrial estate Central Java. This Chemical plant occupy area of 30,000 m² and will be operated for 330 day/year and 24 hours a day with 152 employees.

Raw materials needed are n-Butane 5653,4114 kg/hour and Air 3234,7517 kg/hour. The production process will be operated at temperature of 393°C, at pressure of 19.7 atm using Fixed Bed Multitube with conversion 95.74% . The utility consist of 42702,9884 kg/hour of cooling water, 2041.6667 kg/hour of housing water, 359,0959 kg/hour of steam, 2234,1242 m³/hour of fuel. The electricity of this plant about 34.522,788 kwh and will be provided by PLN. However generator set will be provided as reserve.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of Rp 321.623.962.035,02, working capital of Rp 458.809.068.168,15. The profit before tax is Rp.73.204.583.220,13 while the profit after tax is Rp 36.602.291.610,07. Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 22.76 % while after tax is 11.38 %. Pay out time (POT) before tax is 3.05 years while after tax is 4.68 years, Discounted cash flow rate (DCFR) for about 23,99% . The value of Break Evek Point (BEP) of about 48,80 % and Shut Down Point (SDP) of about 19,88 %. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Maleic Anhydride with capacity 40,000 ton/years feasible to be built.

ABSTRAKSI

Perancangan pabrik *Maleic Anhydride* dari n-Butane dan Udara dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan akan *Maleic Anhydride*.

Pertimbangan berbagai faktor terutama dalam masalah kemudahan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk menyebabkan pemilihan lokasi pabrik ditetapkan di Cilacap, Jawa Tengah. Pra Rancangan Pabrik *Maleic Anhydride* direncanakan didirikan pada tahun 2010. Bahan baku berupa n-Butane diperoleh dari PT Pertamina, PT Badak dan PT Arun yang terdapat di daerah Cilacap.

Maleic Anhydride dapat diproduksi melalui reaksi Oksidasi terhadap n-Butane didalam bed katalisator Vanadium Pentoksida (V_2O_5) pada suhu $393^{\circ}C$ pada tekanan 19.7 atm dengan konversi reaksi total 98,7 %. Produk keluaran reaktor diembunkan dengan Condensor dan kemudian dipisahkan dalam Menara Distilasi sehingga diperoleh produk *Maleic Anhydride* dengan spesifikasi 99,5 % berat.

Untuk mendukung proses produksi dalam Pra Rancangan Pabrik ini dibutuhkan unit penyediaan air sebanyak 47477.6326 kg/jam yang berasal dari sungai sedangkan listrik diambil dari PLN disamping itu juga mempunyai cadangan listrik dengan menggunakan Generator set.

Modal tetap yang diperlukan Rp 321.623.962.035,02 dan modal kerja Rp 458.809.068.168,15 dengan memberikan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 36.602.291.610,07 tiap tahunnya. Berdasarkan evaluasi diperoleh Persen *Return of Investment* (ROI) sebelum dan setelah pajak 22.76 % dan 11.38 %, *Pay Out Time* (POT) sebelum dan setelah pajak 3.05 tahun dan 4.68 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,80 %, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 19,88 % dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 23,99%.

Berdasarkan perhitungan ekonomi , maka disimpulkan pabrik *Maleic Anhydride* ini layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

HALAMAN PERSEMBAHAN

Yoga Thanks To :

- Allah SWT Rabb Semesta Alam
- Shalawat serta salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat yang setia hingga akhir hayat.
- Ayah dan Ibu Tercinta
Papah (am) dan Mamah tercinta.... . Terima kasih atas segala restu, kasih sayang dan cintanya, pengorbanan dan pengertiannya.
- Saudara – Saudaraku
Kakak ku dr. Ritom Subantar BM, Akhirnya kita lulus bareng.. Ayo bahagiain mamah.. Saudara-saudaraku yang di Jogja, Semarang, Madiun.. terima kasih atas semua bantuannya.
- Ibu Diana, ST, M.Sc Terima kasih atas semua bimbingan dan ilmu yang ditularkan kepada kami sehingga kami bisa dan mengerti, dan bukan hanya bisa saja.. Andai semua dosen bisa seperti Ibu, kita akan jauh lebih maju... Hanya Allah SWT yang dapat membalas apa yang telah ibu berikan.
- Bpk Ir. Agus Prasetya, M.Sc., Phd. Terima kasih atas bimbingan awal yang diberikan kepada kami.
Patner TA-Ku, Novita Yuniati Sutami, ST Akhirnya selesai juga.. Maaf bikin kamu sering sebel, makasih banget atas kerja bareng kita (tak tunggu undangane.... He...)
- Keluarga Bpk Hichmat Santosa... Papah, Mamah, dan sekeluarga, terima kasih atas semua perhatian, doa, dan keluarga ke dua ku.

- Noviani Indira Laksmi / Veenee / Dek Ajeng tercinta, makasih atas pengertian, perhatian, doa, semangat, dan semuanya... Ayo wujudkan cita-cita kita.
- Teman-teman seperjuangan ku (Gatot, Sari, Indra, Rofik, Wriwid, Jumarni, Adi, Suci, Manda, Lely, dll) Terima kasih atas semua bantuannya.. (Retno, Atik) terima kasih untuk kalimat Optimis dan Realistis yang bisa membuat kita tetap semangat...
- Sahabat-sahabat ku (Rifqi, Susilo, Riky, Lutfi, Renia, Alyne) makasih banyak atas persahabatan kita.. Ferro.. makasih sudah ngajarin aku ambil kinetia di internet.. hehehe..
Temen-temen Albhama (Pak Edi, dkk) Ayo ulur-ulur.. Temen-temen Purna Paskibraka Indonesia DIY (Nana, Willy, Rahmat, Galih, dll) Akhirnya kita menang... Hani PPI makasih Laptopnya..
- Si Shoun dengan huruf G tercinta, maaf jarang rawat kamu...
- Dan semua pihak yang belum tercantum namun banyak membantu ku..

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia semakin meningkat setiap tahunnya. Hal ini dapat dilihat dari segi kualitas maupun kuantitas produk. Demikian pula dengan perkembangan industri *Maleic Anhydride* yang memiliki beberapa fungsi. Fungsi terpenting adalah sebagai *unsaturated polyester resin* (resin ini digunakan sebagai bahan penguat serat gelas yang dipakai pada perlengkapan kamar mandi).

Berikut beberapa kegunaan lain dari *Maleic Anhydride*:

1. Bahan baku pembuatan *Alkyd resins*
2. Bahan baku pembuatan *Agricultural Chemical (Insecticide, herbicide, soil treatment, fungicide, growth regulator)*
3. Bahan baku pembuatan *Reinforced Plastic*
4. Bahan baku pembuatan *Paint Varnishes* dan *ink*
5. Bahan baku pembuatan minyak pengering seperti minyak rami, minyak kedelai dan *sofflower oil*
6. Bahan baku pembuatan asam maleat, asam fumarat, asam tartat, asam *malic*
7. Bahan penolong dalam pembuatan *surface coating, reactive plasticizers lubricants additive*
8. Sebagai *copolymer* senyawa lain untuk memperbaiki sifat plastik.

[Othmer, vol 15]

Dengan melihat cukup banyaknya fungsi dari *Maleic Anhydride* ini, dapat disimpulkan bahwa masyarakat baik didalam maupun di luar negri sangat membutuhkan ketersediaan produk ini. Sebelum tahun 1988 seluruh kebutuhan *Maleic Anhydride* di Indonesia dipenuhi dengan cara import. Baru pada tahun 1988 didirikan pabrik Petrowidada di Gresik yang mampu memproduksi *Maleic Anhydride* dengan kapasitas 42 ton/tahun. Pada tahun 1989 kapasitas meningkat menjadi 364 ton/tahun, pada tahun 1990 meningkat menjadi 920 ton/tahun dan pada tahun 2002 kapasitas produksi ditingkatkan menjadi 38.000 ton/tahun. Meski demikian jumlah tersebut masih belum mampu mencukupi kebutuhan *Maleic Anhydride* di dunia.

Dari data Badan Pusat Statistik, pada empat tahun terakhir menunjukkan data sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Kapasitas

Tahun	Eksport (Ton/Tahun)	Import (Ton/Tahun)
2000	3395.085	334.049
2001	8487.850	342.368
2002	16922.572	570.915
2003	3705.112	378.286
2004	5721.279	641.828

Dari data diatas menunjukkan bahwa semakin lama jumlah permintaan *Maleic Anhydride* dari Negara lain semakin bertambah, sehingga akan menambah devisa Negara. Pada tahun 2004 harga *Maleic Anhydride* mencapai 0.63 \$/Kg sedangkan harga n-Butane adalah 0.25 \$/Kg. pembuatan *Maleic Anhydride* dari n-Butane memiliki potensial ekonomi 0.51 \$/Kg. harga potensial ekonomi yang

tinggi untuk produk *Maleic Anhydride* menjadi salah satu dasar pemilihan produksi *Maleic Anhydride* dalam Tugas Akhir ini. Selain itu dengan produksi *Maleic Anhydride* ini diharapkan dapat menutupi kebutuhan pasar didalam maupun luar negeri.

1.2 Tinjauan Pustaka

Maleic Anhydride tidak ditemukan dialam dan pertama kali dibuat oleh *Pelauze* pada tahun 1834 dengan memanaskan asam maleat (*hydroxyl-siccinic acid*), yaitu suatu komponen yang ditemukan dalam buah apel dan beberapa buah lainnya. Pada tahun 1920 *Weiss* dan *Downs* menemukan proses pembuatan *Maleic Anhydride* dari bahan baku *Benzene* dengan cara oksidasi katalitik fase uap. *National Aniline Division of Allied Chemical Cooperation* mulai memproduksi *Maleic Anhydride* dengan menggunakan proses *Weiss* dan *Downs* pada tahun 1928 tetapi baru mulai dipasarkan pada tahun 1933.

[Meyers, 1986]

Maleic Anhydride sangat banyak digunakan pada industri Polyester resin dari pelumas. Untuk memenuhi kebutuhan industri tersebut maka dicoba dirancang pabrik *Maleic Anhydride*.

Harga tiap-tiap bahan yang digunakan dalam pembuatan *Maleic Anhydride* :

Tabel 1.2 Daftar Harga Tiap-Tiap Bahan

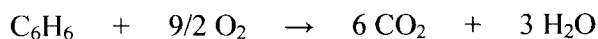
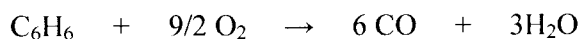
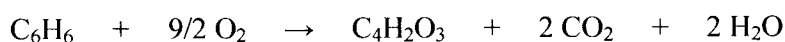
No	Bahan	Harga (\$/Kg)
1	<i>Maleic Anhydride</i>	0.63
2	<i>n-Butane</i>	0.25
3	<i>Benzene</i>	0.31
4	<i>Vanadium Oxide</i>	9.07

Pembuatan *Maleic Anhydride* dapat dilakukan dengan beberapa cara :

1.2.1 Oksidasi *Benzene*

Proses oksidasi *Benzene* untuk memperoleh *Maleic Anhydride* merupakan cara yang paling lama digunakan. Karena reaksi sangat eksotermis maka katalis padat yang digunakan biasanya diletakkan dalam *tube side* dengan menggunakan pendingin dari suatu larutan yang disirkulasikan melalui *shell side* dari reactor. Reactor yang berukuran besar biasanya menggunakan 15000 *tube* dengan panjang 4 meter. Oksidasi *Benzene* dengan menggunakan tipe reactor ini dijalankan pada temperature 350-400°C dan tekanan 2 atm. Produk berupa gas panas mengandung *Maleic Anhydride* yang kemudian dilakukan proses pemurnian. Panas yang tinggi biasanya digunakan untuk menghasilkan steam.

Dengan proses ini reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi dilakukan dalam reactor *Fixed bed* dengan menggunakan katalis V_2O_5 (Vanadium Oxide). Pada proses ini *Benzene* terkonversi menjadi *Maleic Anhydride* 73%. reaksi menggunakan proses ini bersifat sangat eksotermis dengan panas yang dihasilkan sebesar 1765 KJ/mol. [Othmer, vol 14].

Harga potensial ekonomi untuk pembuatan *Maleic Anhydride* dengan menggunakan proses ini adalah :

Basis : 1 mol $\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3$

1 mol $\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3$ dihasilkan oleh 0.73 mol C_6H_6

$$1 \text{ mol} \times 98 \text{ Kg/mol} = 98 \text{ kg} \quad \text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3$$

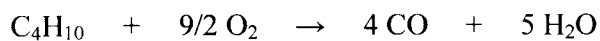
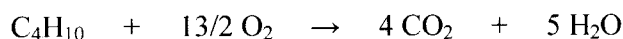
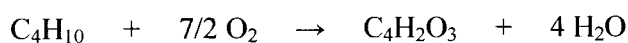
$$0.73 \text{ mol} \times 78 \text{ Kg/mol} = 56.94 \text{ kg} \quad \text{C}_6\text{H}_6$$

$$\begin{aligned} \text{EP} &= (\text{harga produk}) - (\text{harga reaktan}) \\ &= (\text{harga MA} \times (98 \text{ kg} / 98 \text{ kg})) - (\text{harga Benzene} \times (56.94 \text{ kg} / 98 \text{ kg})) \\ &= (0.63 \text{ \$/Kg} \times 1) - (0.31 \text{ \$/Kg} \times 0.58) \\ &= (0.63 - 0.18) \text{ \$/Kg} \\ &= 0.45 \text{ \$/Kg} \end{aligned}$$

1.2.2 Oksidasi n-Butane

Pembentukan *Maleic Anhydride* dengan reaksi Oksidasi fase gas dengan menggunakan katalis padat. Pada reaksi terjadi oksidasi n-Butane dari O₂ yang berasal dari udara. Oksidasi C₄H₁₀ dilakukan pada reactor fixed bed dengan bantuan katalis V₂O₅. Pada proses ini tidak terjadi reaksi oksidasi dan reaksi lainnya karena kondisi operasi baik tekanan, temperatur, dan katalis yang digunakan hanya memungkinkan untuk terjadi reaksi oksidasi butane menjadi C₄H₂O₃, CO₂, CO dan H₂O saja.

Dengan proses ini reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Panas yang dibutuhkan adalah 1245 Kj/mol dengan konversi Butane sebesar 80%.

[Ind. Chem. Res.1987, vol 26, hal 2240].

Harga potensial ekonomi untuk pembuatan *Maleic Anhydride* dengan menggunakan proses ini adalah :

Basis : 1 mol $C_4H_2O_3$

1 mol $C_4H_2O_3$ dihasilkan oleh 0.8 mol C_4H_{10}

1 mol x 98 Kg/mol = 98 kg $C_4H_2O_3$

0.8 mol x 58 Kg/mol = 46.4 kg C_4H_{10}

$$\begin{aligned} EP &= (\text{harga produk}) - (\text{harga reaktan} / \text{konversi}) \\ &= (\text{harga MA} \times (98 \text{ kg} / 98 \text{ kg})) - (\text{harga n-Butane} \times (46.4 \text{ kg} / 98 \text{ kg})) \\ &= (0.63 \text{ \$/Kg} \times 1) - (0.25 \text{ \$/Kg} \times 0.47) \\ &= (0.63 - 0.12) \text{ \$/Kg} \\ &= 0.51 \text{ \$/Kg} \end{aligned}$$

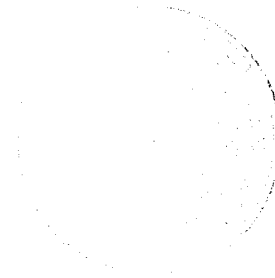
1.3 Alasan Pemilihan Proses

Sampai dengan tahun 1970 untuk memproduksi *Maleic Anhydride* digunakan *Benzene* sebagai umpan. Hal ini dikarenakan harga *Benzene* relative lebih murah karena kemajuan dalam memproduksi *Benzene*.

Perubahan dibidang ekonomi (semakin mahalnya harga *Benzene*) dan lingkungan menjadi faktor yang menyebabkan lebih dipilihnya *n-Butane* sebagai umpan dibandingkan *Benzene* dalam pembuatan *Maleic Anhydride*. Beberapa faktor diantaranya antara lain:

1. Harga potensial ekonomi untuk proses dengan umpan *n-Butane* termasuk tinggi yaitu sekitar 0.51 $\text{\$/Kg}$.

2. Kondisi proses membutuhkan panas reaksi yang lebih rendah yaitu sebesar 1245 KJ/mol.
3. Emisi yang dihasilkan dari pembuatan *Maleic Anhydride* dengan umpan *Benzene* melebihi batas standart yang ditentukan oleh *Enviromental Protection Agency* (EPA) sehingga penggunaan *Benzene* perlu dikurangi.
4. Pabrik dengan bahan baku *n-Butane* tergolong pabrik dengan resiko rendah, dilihat dari bahan baku yang dengan mudah dapat diperoleh dari dalam negri, dan teknologi yang ada saat ini memungkinkan produksi berlangsung dengan cukup aman.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

- **Anhidrid Maleat**

Rumus Molekul	: C ₄ H ₂ O ₃		
Berat Molekul	: 98.06		
Melting point	: 28.85°C	(pada 1 atm)	
Boiling point	: 199.72°C	(pada 1 atm)	
Specific gravity (padat)	: 1.48	(pada 20°C)	
Specific gravity (molten)	: 1.3	(pada 70°C)	
Panas pembantukan baku	: -470.41	Kj/gmol	(pada 298°C)
Panas pembakaran	: -1390	Kj/gmol	
Panas penguapan	: 54.8	Kj/gmol	
Panas fusi	: 13.65	Kj/gmol	
Panas hidrolisis	: -34.9	Kj/gmol	
Panas netralisasi	: 126.9	Kj/gmol	
Kapasitas panas	: - padat	= 0.119 Kj/gmol°K	
	- cair	= 0.164 Kj/gmol°K	
Kelarutan dalam	: Air	= 16.3 gr/100gr air (pada 30°C)	
	: Benzene	= 50 gr/100gr benzene (pada 25°C)	

	: Toluene = 23.4 gr/100gr toluene (pada 25°C)
	: O-xylene= 19.4 gr/100gr O-xylene(pada 25°C)
	: Kerosin = 0.25 gr/100gr kerosin (pada25°C)
	: Kloroform=52.5gr/100grkloroform(pada25°C)
Flash point	: Open Cup = 110°C
	: Close cup = 102°C
Autoignition temperature	: 447°C
Viskositas	: 0.61 Cp (pada 60°C)
	: 1.07 Cp (pada 90°C)
	: 0.6 Cp (pada 150°C)
Vapor density	: 3.38 gr/cm ³ (udara=1)
Densitas cairan	: 1.31 gr/cm ³ (pada 333°K)
Kemurnian	: min 99.5%

[Perry and Chilton, 5th ed. 1973]

2.2 Spesifikasi Bahan

- **Butana**

Rumus molekul	: C ₄ H ₁₀
Berat molekul	: 58.124336
Komposisi	: 90 % n-C ₄ H ₁₀ dan 10% i-C ₄ H ₁₀
Spesific gravity (cair)	: 0.5951 (20/40°C)
Spesific gravity (gas)	: 1.9982 (60°F dan 1 atm)
Specific gravity (gas)	: 6.5571 cuft/lb 100°C dan 1 atm
Boiling point	: -6.3°C (1 atm)

Freezing point	: -185.35°C (1 atm)
Temperature kritis	: 295.6°F
Tekanan kritis	: 583 Psia
Volume kritis	: 0.0689 cuft/lb
Densitas cairan	: 588.8 gr/lt (25°)
Panas penguapan	: 359.21 J/g (25°C)
Panas pembakaran	: 2.524 x 10 ⁶ J/mol (25°)

• **Udara**

Berat molekul	: 28
Komposisi	: 79% N ₂ dan 21% O ₂
Densitas gas	: 0.07493 lb/cuft (pada 70°F)
Densitas cairan	: 54.56 lb/cuft (pada titik didih normal)
Boiling point	: -317.8°F (pada 1 atm)
Freezing point	: -357.2°F ^{S/d} -363.8°F (pada 1 atm)
Temperature kritis	: -220.3°F
Tekanan kritis	: 547 Psia
Densitas kritis	: 21.9 lb/cuft
Panas penguapan	: 88.2 Btu/lb (pada titik didih normal)
C _p	: 0.241 Btu/lb.°F (pada 70°F)
C _v	: 0.1725 Btu/lb.°F (pada 70°F)
Konduktifitas panas	: 0.0095 Btu/jam.sg.ft.°F/ft (pada 148°F) : 0.0140 Btu/jam.sg.ft.°F/ft (pada 32°F)

	: 0.0183 Btu/jam.sg.ft.°F/ft (pada 212°F)
kelarutan dalam air	: 0.032 vol/vol.air (pada 1 atm dan 32°C)
	: 0.020 vol/vol air (pada 1 atm dan 68°C)
	: 0.012 vol/vol air (pada 1 atm dan 212°C)

[Perry and Chilton, 5th ed. 1973]

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

- **Katalis**

Jenis katalis	: V ₂ O ₅
Fase	: padat
Diameter partikel	: 0.5723 cm
Volume spesifik	: 0.20 cm ³ /gr
Permukaan spesifik	: 80 m ² /gr
Porositas bed	: 0.184 gr/cm ³

[Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 26, 1987]

2.4 Pengendalian Kualitas

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

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indicator apabila terjadi penyimpangan pada indicator

dari yang telah ditetapkan atau diset, 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 control yang dijalankan yaitu control terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standart, 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 standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

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.

3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Langkah Proses

Pada proses pembuatan *Maleic Anhydride* dari Butana yang merupakan proses oksidasi Butana fase gas, dibagi dalam tiga tahap, yaitu :

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap Reaksi
3. Tahap pemurnian hasil

1. Tahap persiapan bahan baku

n-Butana disimpan dalam fase cair dalam tangki penyimpanan kemudian dipompa masuk ke vaporizer untuk diubah menjadi fase uap. 80% n-Butana yang masuk ke vaporizer menjadi uap, kemudian dialirkan ke separator. Udara yang masuk dimurnikan dengan air filter untuk menangkap debu kemudian masuk ke kompresor. Udara yang keluar dari kompresor terlebih dahulu harus dipanaskan dengan menggunakan pemanas. n-Butana yang keluar separator berupa fase gas juga harus masuk ke pemanas. Keduanya dipanaskan sampai suhu masuk reactor, sedangkan n-Butana cair dari separator diumpungkan lagi ke vaporizer.

2. Tahap reaksi

Setelah bahan baku (fase gas) dipanaskan dan disesuaikan dengan suhu reactor (393 °C) dan tekanan 19,7 atm, bahan ini diumpankan ke reactor. Gas keluar reactor yang bersuhu tinggi dimanfaatkan sebagai media pemanas untuk menaikkan temperatur udara pada HE-02. Hasil dari reaktor yang mengandung *Maleic Anhydride* dan H₂O kemudian masuk ke condenser parsial. Hasil atas separator drum yang berupa fase gas dialirkan ke unit pengolahan limbah yang berupa asap, sedangkan hasil bawah yang sudah berupa campuran antara *Maleic Anhydride* dan air dialirkan menuju Menara distilasi.

3. Tahap pemurnian hasil

Hasil atas menara distilasi yang berupa uap diembunkan di kondensor kemudian hasil embunnya dialirkan ke akumulator, embunan tersebut sebagian dialirkan ke unit pengolahan limbah dan sebagian lagi dikembalikan ke menara distilasi. Hasil bawah menara distilasi masuk ke boiler dan dihasilkan *Maleic Anhydride* cair. *Maleic Anhydride* kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan dan dipasarkan.

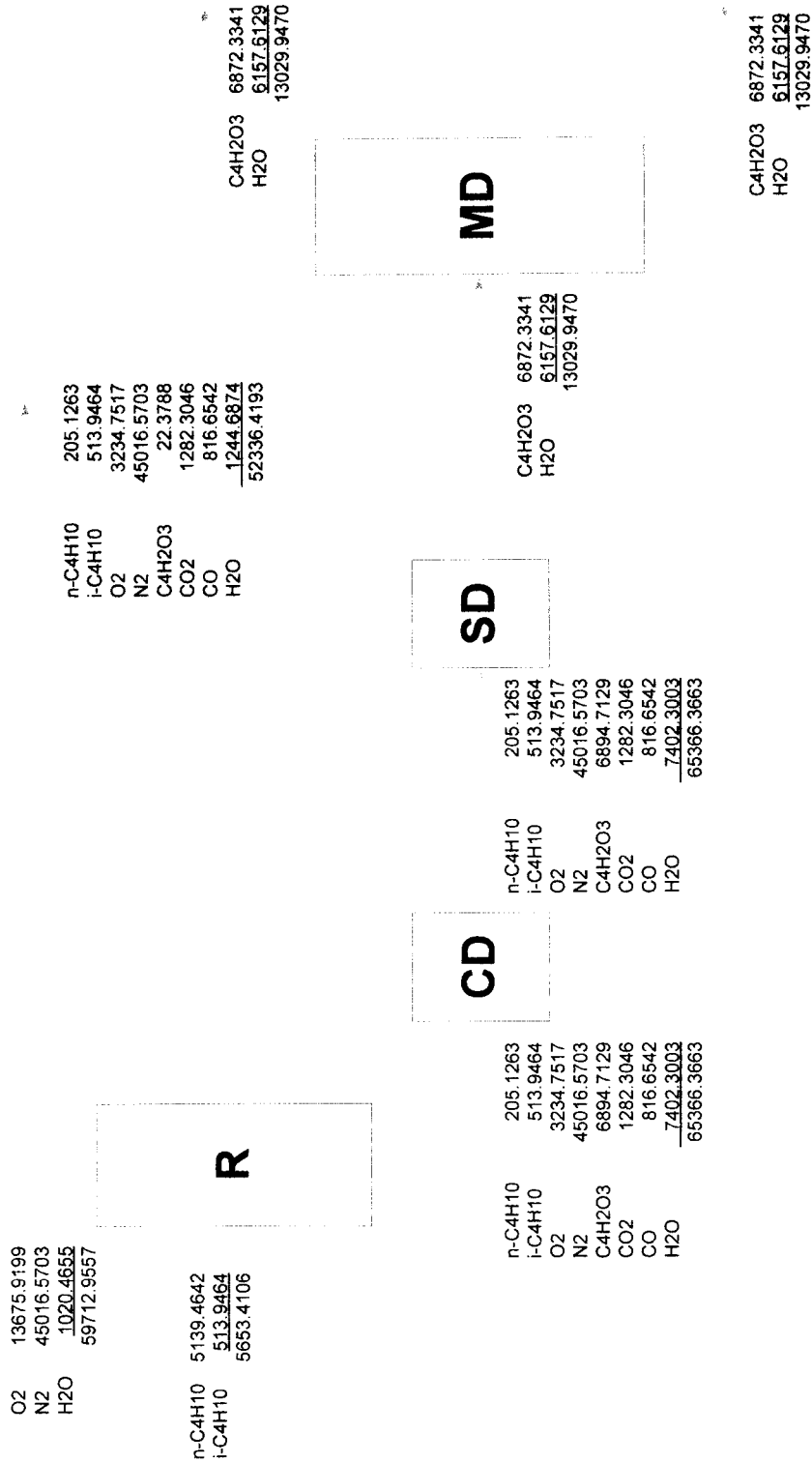
3.2 Penentuan Kapasitas

Prediksi konsumsi *Maleic Anhydride* di Indonesia selalu mengalami kenaikan yang berarti. Hal ini berhubungan erat dengan perkembangan sektor industri, penggunaan *Maleic Anhydride* baik sebagai bahan baku maupun sebagai

bahan pembantu. Pada tahun 2004 pabrik *Maleic Anhydride* di PT. Petrowidada tidak dapat lagi berproduksi karena mengalami kerusakan berat akibat kebakaran. Kapasitas rancangan ditetapkan 40.000 ton/tahun, waktu operasi 330 hari/tahun. Dengan pertimbangan mengambil pasar penjualan dari PT. Petrowidada yang sebagian untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian sebagai komoditi ekspor karena konsumsi dunia masih cukup besar dan selalu mengalami kenaikan.



Gambar 3.1. Diagram alir Kualitatif Proses Pembuatan Anhidrid Maleat dari Butana dan Udara



Gambar 3.2 Diagram alir Kuantitatif Proses Pembuatan Anhidrid Maleat dari Butana dan Udara (dalam Kg/jam)

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Peralatan Proses

1. Reaktor (R)

Fungsi : Mengoksidasi Butana sebanyak 5653.4106 Kg/jam dengan udara sebanyak 59712.9536 Kg/jam dengan bantuan katalis V_2O_5 menjadi $C_4H_2O_3$.

Tipe : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Kondisi operasi Reaktor

- Tekanan : 19.7 atm
- Suhu : 666.15 – 668.15 K

Dimensi Reaktor

- Diameter Reaktor : 5.473 m
- Tinggi Reaktor : 13.4071 m
- Volume Reaktor : 257.5053 m³
- Bahan Konstruksi : SA 167 Grade 11
- Jumlah Tube : 2000 tube
- Tebal Shell : 0.0699 m
- Tebal Head : 0.0635 m

Tube Side

- Panjang Tube : 10.95 m
- Diameter dalam : 0.07793 m
- Diameter luar : 0.08890 m

Harga : \$ 266,462.39

2. Condenser parsial (CD – 01)

Fungsi : Mengembunkan gas yang keluar dari reactor pada suhu

Tipe : *Shell and Tube condensor*

Kondisi operasi condensor

- Tekanan : 1.3 atm
- Suhu : 123 °C

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 39 in
- Pass : 1

Tube side

- Nt : 1377
- L : 16 ft
- PT : 15/16 in triangular pitch
- OD : ¾ in
- ID : 0.584 in
- BWG : 14
- Pass : 1

Harga : \$ 54,402.74

3. Menara Distilasi

Fungsi : Memisahkan $C_4H_2O_3$ sebagai produk dari H_2O
dengan laju umpan sebanyak 13029.9470 kg/jam.

Jenis : *Sieve plate Distillation Tower*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

- Umpan menara : $T= 107.8875^{\circ}\text{C}$, $P= 1,1 \text{ atm}$
- Puncak menara : $T= 103.1059^{\circ}\text{C}$, $P= 1,1 \text{ atm}$
- Dasar menara : $T= 202.5464^{\circ}\text{C}$, $P= 1,1 \text{ atm}$

Ukuran Menara

- Diameter : 1,3621 m
- Tinggi : 11.9352 m
- Tebal shell : 0,19 in
- Tebal head : 0,19 in
- Jumlah plate : 34
- Feed plate : 15

Harga : \$ 435,221.91

4. Condensor (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan hasil atas Menara Distilasi (MD-01)
pada suhu 103.1059°C dengan menggunakan air

Jenis : *Shell and Tubes Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1.1 atm
- Suhu : 103.1059

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 29 in
- Baffle space : 20 in
- Pass : 2

Tube side

- Nt : 604
- L : 12 ft
- PT : 1 in triangular pitch
- OD : $\frac{3}{4}$ in
- ID : 0.62 in
- BWG : 16
- Pass : 2

Harga : \$42,189.88

5. Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara embunan yang berasal dari
Condenser untuk menstabilkan aliran bahan sebelum
Dikembalikan sebagai reflux

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade D*

Kondisi Operasi

- Suhu operasi : 103.1059 °C
- Tekanan : 1.1 atm

- Waktu tinggal : 10 menit

Ukuran Alat

- Diameter : 0.2881 m
- Panjang : 1.1525 m
- Tebal dinding : 0.25 in
- Tebal head : 0.25 in

Harga : \$ 42,189.88

6. Reboiler

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) sebanyak 6803.2604 kg/jam menjadi uap sebanyak 1360.6531 kg/jam

Jenis : *Thermosyphon Reboiler*

Bahan : *Carbon steell*

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 27 in
- Baffle space : 18.9 in
- Pass : 1

Tube side

- Nt : 1056
- L : 12 ft
- PT : 1 in triangular pitch

- OD : 0.75 in
- ID : 0.62 in
- BWG : 16
- Pass : 2

Harga : \$ 69,946.38

7. Vaporizer

Fungsi : Menguapkan bahan baku Butana sebelum masuk reaktor

Jenis : *Shell and Tube Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Kondisi Operasi

- Suhu operasi : 50° C
- Tekanan : 5 atm

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 15.12 in
- Baffle space : 10.68 in
- Pass : 1

Tube side

- Nt : 86
- L : 12 ft
- PT : 1 in triangular pitch

Harga	:	\$ 22,205.20
• OD	:	0.75 in
• ID	:	0.62 in
• BWG	:	16
• Pass	:	2

8. Separator Drum (SD-01)

Fungsi : Memisahkan cairan dan nap hasil penguapan di Vaporizer

Jenis : Vertikal Drum Separator

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi Operasi

- Suhu operasi : 50 ° C
- Tekanan : 5 atm

Ukuran Alat

- Diameter : 0.508 m
- Tebal dinding : 0.1875 in
- Tebal head : 0.25 in
- Tinggi separator : 1.9812 m

Harga : \$ 13,323.12

9. Separator Drum (SP – 02)

Fungsi : Memisahkan cairan dan nap hasil penguapan di
 Condenser Parsial

Jenis : *Vertikal Drum Separator*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

• Suhu operasi : 108 ° C

• Tekanan : 1.3 atm

Ukuran Alat

• Diameter : 1.0149m

• Tebal dinding : ¼ in

• Tebal head : ¼ in

• Tinggi separator : 2.8956 m

Harga : \$ 38,859.10

10. Kompresor (K-01)

Fungsi : Meningkatkan tekanan umpan (Butana) dari 4.9 atm menjadi
 19.7 atm

Jenis : *Centrifugal singlstage compressor*

Bahan : *Carbon steell*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

• Suhu masuk : 50.26 ° C

11. Kompresor (K – 02)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 19.7 atm

Jenis : *Centrifugal multistage compressor*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 3 buah

STAGE I

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 30 ° C

- Suhu keluar : 73.66 ° C

- Tekanan masuk : 1 atm

- Tekanan keluar : 2.70 atm

Ukuran

- Efisiensi : 80 %

- Tenaga motor : 2700 Hp

STAGE II

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 30 ° C
- Suhu keluar : 123.62 ° C
- Tekanan masuk : 2.70 atm
- Tekanan keluar : 7.29 atm

Ukuran

- Effisiensi : 80 %
- Tenaga motor : 7000 Hp

STAGE III

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 30 ° C
- Suhu keluar : 73.66 ° C
- Tekanan masuk : 7.29 atm
- Tekanan keluar : 19.7 atm

Ukuran

- Effisiensi : 80 %
- Tenaga motor : 6200 Hp

Harga : \$ 2,492,533.62

12. Intercooler (IC-01)

Fungsi : Mendinginkan udara dari stage I menuju stage II dengan air sebagai media pendingin

Jenis : *Double Pipe exchanger*

Bahan : *Carbon steel*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 73.66 ° C
- Suhu keluar : 30 ° C
- Tekanan : 2,7 atm

Beban Panas: 1963.3565 Btu/jam

Luas Transfer Panas: 12.4391 ft²

Jumlah Hairpin : 1

Panjang Pipa: 8 ft

- *Annulus*

Ukuran : Pipa NPS 4 in Sch 40

Fluida : Udara

Pressure Drop : 0,0029Psi

- *Inner Pipe*

Ukuran : Pipa NPS 3 in Sch 40

Fluida : Air

Pressure Drop : 0.00001 Psi

Harga : \$ 49,961.7

13. Intercooler (IC – 02)

Fungsi : Mendinginkan udara dari stage II menuju stage III dengan air sebagai media pendingin

Jenis : *Double Pipe exchanger*

Bahan : *Carbon steel*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 123.62 ° C
- Suhu keluar : 30 ° C
- Tekanan : 7,29 atm

Beban Panas: 5579.4287 Btu/jam

Luas Transfer Panas: 15.6050 ft²

Jumlah Hairpin : 2

Panjang Pipa: 8 ft

- Annulus
Ukuran : Pipa NPS 4 in Sch 40
Fluida : Udara
Pressure Drop : 0,0009Psi
- Inner Pipe
Ukuran : Pipa NPS 3 in Sch 40
Fluida : Air
Pressure Drop : 0.00001 Psi

Harga : \$ 49,961.7

14. Expansian Valve (EV – 01)

Fungsi : Menurunkan tekanan yang keluar dari reaktor 19.6 atm
menjadi 1.3 atm

Jenis : *Expander Valve*

Kondisi operasi

- Suhu : 394.94 °C
- Tekanan masuk : 19.7 atm
- Tekanan keluar : 1.3 atm
- ID : 7.981 in
- OD : 8.625 in
- IPS : 8 in
- Sch : 40 in
- At : 0.3450 ft²

Harga : \$ 53181

15. Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan udara umpan reaktor sebanyak 5653.4106 kg/jam dengan Dowterm sebagai media pemanas

Jenis : *Shell and Tube exchanger*

Bahan : *Carbon steell*

Kondisi Operasi

- Tekanan : 19.7 atm
- Suhu Masuk : 218 °C
- Suhu keluar : 393 °C

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 35 in

- Pass : 2

Tube side

- Nt : 938

- L : 16 ft

- PT : 1 in triangular pitch

- OD : 0.75 in

- ID : 0.584 in

- BWG : 14

- Pass : 2

Harga : \$ 52,182.22

16. Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi : Memanaskan udara umpan reaktor sebanyak 59712.9557 kg/jam dengan memanfaatkan panas gas-gas hasil keluaran reaktor sebagai media pemanas

Jenis : *Shell and Tube exchanger*

Bahan : *Carbon steel*

Kondisi Operasi

- Tekanan : 19.7 atm

- Suhu Masuk : 75 °C

- Suhu Keluar : 393 °C

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 27 in
- Pass : 4

Tube side

- Nt : 488
- L : 12 ft
- PT : 1 in triangular pitch
- OD : 0.75 in
- ID : 0.584 in
- BWG : 14
- Pass : 4

Harga : \$ 84,379.76

17. Cooler (C-01)

Fungsi : Mendinginkan cairan keluaran Reboiler sebanyak 14297.0132 kg/jam dengan Dowtherm A sebagai media pendingin

Jenis : *Shell and Tube exchanger*

Bahan : *Carbon steel*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 202,3904 ° C
- Suhu keluar : 40 ° C
- Tekanan : 1 atm

Ukuran Alat

Shell side

- IDs : 12 in
- Pass : 2

Tube side

- Nt : 82
- L : 8 ft
- PT : 1 in triangular pitch
- OD : 0.75 in
- ID : 0.584 in
- BWG : 14
- Pass : 2

Harga : \$ 104,364.44

18. Pompa (P – 01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku ke tangki penampungan Butana

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 245.667 gpm

Jumlah : 3 buah

Head pompa : 28.87 ft

Power pompa : 1.05 Hp

Power motor : 2.641 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 3.31 in
- Sch : 40
- ID : 4.026 in
- OD : 4.50 in
- at : 12.7 in²

Harga : \$ 13212

19. Pompa (P – 02)

Fungsi : Mengalirkan Butana dari tangki penampungan ke
Vaporizer

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 46.486 gpm

Head pompa : 10.23 ft

Power pompa : 0.071 Hp

Power motor : 0.177 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 1.39 in
- Sch : 40
- ID : 1.61 in
- OD : 1.90 in
- at : 2.04 in²

Harga : \$ 12,879

20. Pompa (P – 03)

Fungsi : Mengalirkan recycle Butana dari separator drum ke Vaporizer

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 11.62 gpm

Head pompa : 2.28 ft

Power pompa : 0.0039 Hp

Power motor : 0.0098 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 0.677in
- Sch : 40
- ID : 1.049 in
- OD : 1.32 in
- At : 0.864 in²

Harga : \$ 11,657

21. Pompa (P – 04)

Fungsi : Mengalirkan produk dari separator drum (SP-02) ke Menara Distilasi (MD-01)

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 48.17 gpm

Head pompa : 28.27 ft

Power pompa : 0.451 Hp

Power motor : 1.128 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 2.5 in
- Sch : 40
- ID : 1.29 in
- OD : 2.47 in
- at : 0.753 in²

Harga : \$ 13,656

22. Pompa (P – 05)

Fungsi : Mengalirkan distilat Menara distilasi (MD-01) ke IPL

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 23.02 gpm

Head pompa : 37.64 ft

Power pompa : 0.287 Hp

Power motor : 0.598 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 1.08 in
- Sch : 40
- ID : 1.38 in
- OD : 1.66 in
- at : 1.50 in²

Harga : \$ 12,879

23. Pompa (P – 06)

Fungsi : Mengalirkan reflux Menara Distilasi (MD-01)

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 25.40 gpm

Head pompa : 38.34 ft

Power pompa : 0.323 Hp

Power motor : 0.801 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 1.14 in
- Sch : 40
- ID : 1.38 in
- OD : 1.66 in
- at : 1.50 in²

Harga : \$ 11,657

24. Pompa (P – 07)

Fungsi : Mengalirkan Produk ke tangki penyimpanan

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 25.40 gpm

Head pompa : 7.47 ft

Power pompa : 0.063 Hp

Power motor : 0.157 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 1.14 in
- Sch : 40
- ID : 1.38 in
- OD : 1.66 in
- at : 1.50 in²

Harga : \$ 11,657

25. Pompa (P – 08)

Fungsi : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan ke truk tangki

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa : 20.90 gpm

Head pompa : 6.19 ft

Power pompa : 0.043 Hp

Power motor : 0.107 Hp

Ukuran pipa

- D nominal : 1.03 in
- Sch : 40
- ID : 1.38 in
- OD : 1.66 in
- at : 1.50 in²

Harga : \$ 11,657

26. Tangki Penyimpanan (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Butana cair untuk persediaan 5 hari

Jenis : *Horisontal Vessel* dengan *Torispherical Dishead*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Jumlah : 3 buah

Kondisi Operasi

- Suhu : 30 ° C
- Tekanan : 5 atm

Ukuran Alat

- Diameter : 6.09 m
- Panjang : 18.29 m
- Tebal Shell : 1 in
- Tebal Head : 7/8 in

Harga : \$ 682,809.88

27. Tangki Produk (T-02)

Fungsi : Menyimpan produk *Maleic Anhydride* untuk persediaan 15 hari

Jenis : Silinder Tegak dengan *Flat Bottomed* dan *Conical Roof*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Suhu : 40 ° C
- Tekanan : 1 atm

Ukuran Alat

- Diameter : 7.94 m
- Tinggi : 11.91 m
- Tebal Shell :
- Tebal shell (ts) 1 : 0.19 in
- Tebal shell (ts) 2 : 0.27 in
- Tebal shell (ts) 3 : 0.35 in
- Tebal shell (ts) 4 : 0.43 in

Harga : \$ 149,885.09

3.4 PERENCANAAN PRODUKSI

3.3.1 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

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

3.3.2 Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua, yaitu :

1. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun maksimal
2. Kemampuan pasar lebih kecil dari kemampuan pabrik

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

1. Rencana produksi sesuai kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi
2. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
3. Mencari daerah pemasaran yang lain dan menggunakan fasilitas-fasilitas pemasaran yang mudah diakses seperti menggunakan *e-bussines*.

3.3.3 Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- **Material (Bahan Baku)**

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

- **Manusia (Tenaga Kerja)**

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu diperlukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

- **Mesin (Peralatan)**

Ada dua hal yang mempengaruhi keadaan dan kemampuan mesin. Jam efektif mesin adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

3.4 Neraca Massa

Kapasitas : 40.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun

Basis : 1 jam

Tabel 3.4.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
n-C4H10	5.139,4642	205,1253
i-C4H10	513,9464	513,9464
O2	13.675,9199	3.234,7517
N2	45.016,5703	45.016,5703
H2O	1.020,4655	7.402,3003
C4H2O3		6.894,7129
CO2		1.282,3046
CO		816,6542
Total	65.366,3663	65.366,3663

Tabel 3.4.2 Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Input kg/jam	Output atas kg/jam	Output bawah kg/jam
n-C4H10	205,13	205,1253	0,0000
i-C4H10	513,95	513,9470	0,0000
O2	3.234,75	3.234,7517	0,0000
N2	45.016,57	45.016,5703	0,0000
C4H2O3	6.894,71	22,3788	6.872,3341
CO2	1.282,30	1.282,3046	0,0000
CO	816,65	816,6542	0,0000
H2O	7.402,30	1.234,6874	6.167,6129
	65.366,3663	52.327,1594	13.039,9470
Total	65.366,3663	65.366,3663	

Tabel 3.4.3 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input (Kg/jam)	Output atas (Kg/jam)	Output bawah (Kg/jam)
C ₄ H ₂ O ₃	6.872,3341	103,0850	6.769,2490
H ₂ O	6.157,6129	6.123,5966	34,0163
	13.029,9470	6.226,6816	6.803,2654
Total	13.029,9470	13.029,9470	

3.5 Neraca Panas

Tabel 3.5.1 Neraca Panas Reaktor

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan Butane	666.15	19.7	680.055,77	
2	Umpan udara	666.15	19.7	9.056.434,99	
3	Gas Keluar reaktor	668.14	19.6		5.628.538,67
4	Reaksi 1			63.094.512,29	
5	Reaksi 2			19.184.172,40	
6	Reaksi 3			12.212.322,64	
7	Pendingin (Dowterm)				98.598.959,41
	Total			104.227.498,08	104.227.498,08

Tabel 3.5.2 Neraca Panas Condenser Parsial

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan dari HE-02	396.05	1.3	1.729.843,91	
2	Hasil cair dari CD	381.15	1.3		17.360,01
3	Hasil gas dari CD	333.15	1.3		17.243,36
4	Beban panas CD			-1.695.240,54	
	Total			34.603,37	34.603,37

Tabel 3.5.3 Neraca Panas Menara Distilasi

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan MD	381.00	1.1	220.032.453,81	
2	Gas Keluar MD	376.15	1.1		2.172.497,95
3	Cairan keluar MD	463.15	1.1		214.792.694,64

4	Sekitar kondensor				-2.220.116,63
5	Reboiler			-5.287.377,85	
	Total			214.745.075,95	214.745.075,95

Tabel 3.5.4 Neraca Panas Vaporizer

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan dari T-01	303.15	5	196.396,86	
2	Hasil uap dari Vaporizer	323.3218	5		897.243,79
3	Beban panas V			700.846,93	
	Total			897.243,79	897.243,79

Tabel 3.5.5 Neraca Panas HE – 01

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan dari K-01	489.3834	19.7	2.710.517,21	
2	Umpan gas Reaktor	666.15	19.7		6.468.609,12
3	Beban panas H			3.758.091,91	
	Total			6.468.609,12	6.468.609,12

Tabel 3.5.6 Neraca Panas HE – 02

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan dari K-02	346.82	19.7	717.781,94	
2	Umpan gas Reaktor	666.15	19.7		6.227.302,72
3	Beban panas H			5.509.520,78	
	Total			6.227.302,72	6.227.302,72

Tabel 3.5.7 Neraca Panas Cooler

No	Arus	T	P	Panas (kJ/jam)	
		K	atm	input	output
1	Umpan dari MD	475.55	1.1	935.783,23	
2	Cairan keluar CL	313.15	19.7		866.222,23
3	Beban panas CL				69.561,00
	Total			935.783,23	935.783,23

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik Anhidrid Maleat dari Butana dan Udara dengan kapasitas 40.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Cilacap, Jawa Tengah. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini adalah :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Unit

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. Penyediaan bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah Butana dan udara. Gas Butana direncanakan diambil dari kilang unit pengolahan IV milik PT. PERTAMINA kawasan Cilacap dan juga adanya PT. Arun dan PT. Badak yang memproduksi gas alam khususnya kebutuhan Butana sebagai bahan baku pembuatan *Maleic Anhydride* tersedia cukup dari dalam negeri.

2. Pemasaran

Maleic Anhydride banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan Unsaturated Polyester Resins, minyak pengering (minyak rami, minyak kedelai, soff lower oil), Asam Maleat, Asam Fumarat, dan lain-lain.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik dan murah karena area kawasan ini memiliki sumber aliran sungai. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di Cilacap yang merupakan kawasan industri memungkinkan untuk memperoleh tenaga kerja dengan mudah dan berkualitas baik dari kawasan Cilacap sendiri maupun dari daerah sekitar.

5. Transportasi

Lokasi unit harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar di darat. Oleh karena itu pabrik didirikan di Cilacap karena memiliki jalan raya yang memadai, sehingga diharapkan pemasaran *Maleic Anhydride* baik dalam mupun luar negeri dapat berjalan dengan baik.

6. Letak Geografis

Daerah Cilacap merupakan satu Kabupaten Daerah Tingkat II di daerah Jawa Tengah yang terletak didaerah kawasan industri. Daerah Cilacap dan sekitarnya telah direncanakan oleh Pemerintah sebagai pusat pengembangan produksi untuk wilayah Jawa Tengah.

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting yang akan enetukan kelancaran perusahaan daam menjaankan operasinya. Dari

pertimbangan tersebut maka dengan adanya area tanah yang tersedia dan memenuhi persyaratan untuk pembangunan sebuah pabrik.

7. Pembuangan Limbah

Limbah yang sudah diolah berada dibawah ambang batas yang telah ditentukan, sehingga dapat langsung dibuang ke sungai.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit

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 unit.

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Cilacap untuk kawasan Jawa Tengah, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perijinan

Lokasi unit 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. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin
- c. Transportasi yang baik dan efisien

d. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Segi keamanan kerja terpenuhi 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 unit adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya 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 lalulintas barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak unit adalah :

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak unit. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memnerikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

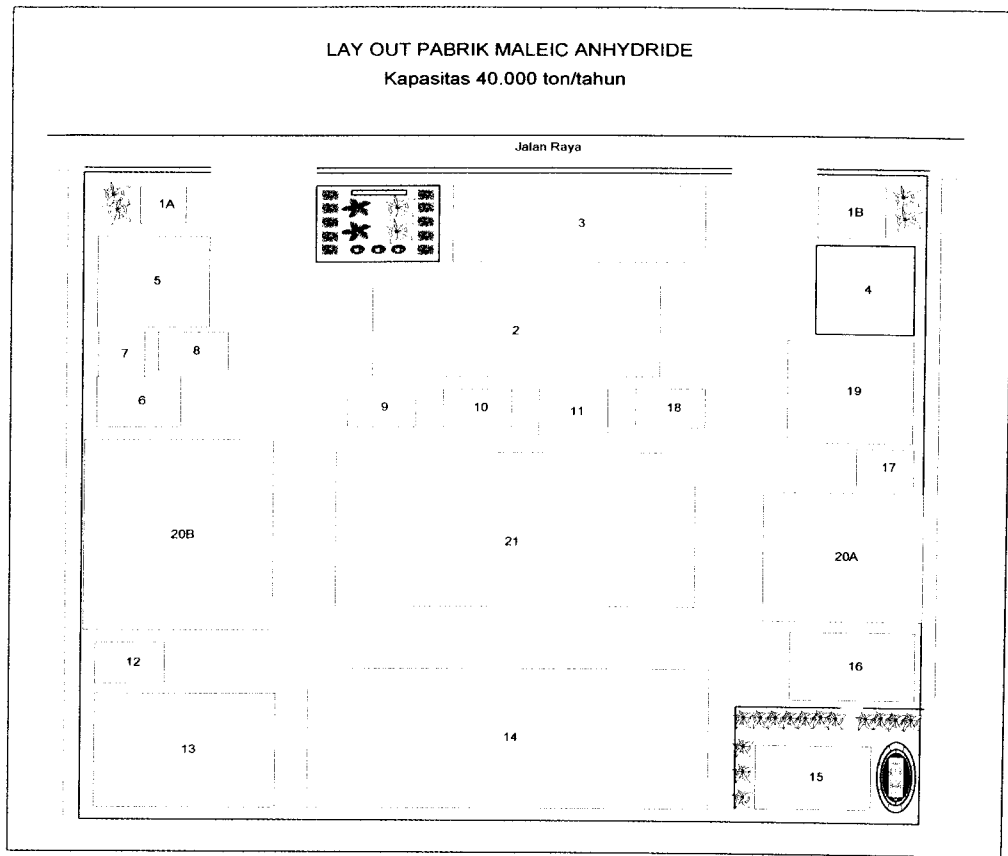
Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, *steam*, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Secara garis besar tata letak unit dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
2. Daerah proses
3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
4. Daerah utilitas

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan unit

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	100
2	Kantor Pusat Perusahaan	400
3	Area parkir	400
4	Ruang Serba Guna	400
5	Masjid	300
6	Koprasi	100
7	Kantin	100
8	Klinik	100
9	Pemadam	300
10	Gudang	400
11	Bengkel	300
12	Kantor Utilitas	200
13	Utilitas	3500
14	Area perluasan	11000
15	Mesh	400
16	Quality Control	200
17	Gudang bahan Kimia	400
18	Kontrol Proses	100
19	Kantor Produksi	200
20	Penyimpanan Produk	500
21	Penyimpanan Bahan Baku	600
22	Area proses	10000
Jumlah		30000



Skala 1 : 1600

Gambar 4.1. Tata letak pabrik Maleic Anhydride

Keterangan Gambar :

Keterangan :

- | | |
|-----------------------------|------------------------------|
| 1A. Pos keamanan. | 12. Kontrol utilitas. |
| 1B. Pos keamanan. | 13. Utilitas. |
| 2. Kantor pusat perusahaan. | 14. Area perluasan. |
| 3 Area parkir. | 15. Mesh. |
| 4 Ruang serba guna. | 16. Quality control. |
| 5 Mesjid. | 17. Gudang bahan kimia. |
| 6 Koperasi. | 18. Kontrol proses. |
| 7 Kantin. | 19. Kantor produksi. |
| 8 Klinik. | 20A. Penyimpanan produk. |
| 9 Pemadam kebakaran. | 20B. Penyimpanan bahan baku. |
| 10 Gudang. | 21. Area proses. |
| 11 Bengkel. | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi

gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

7. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan alat 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 :

- Umur alat

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

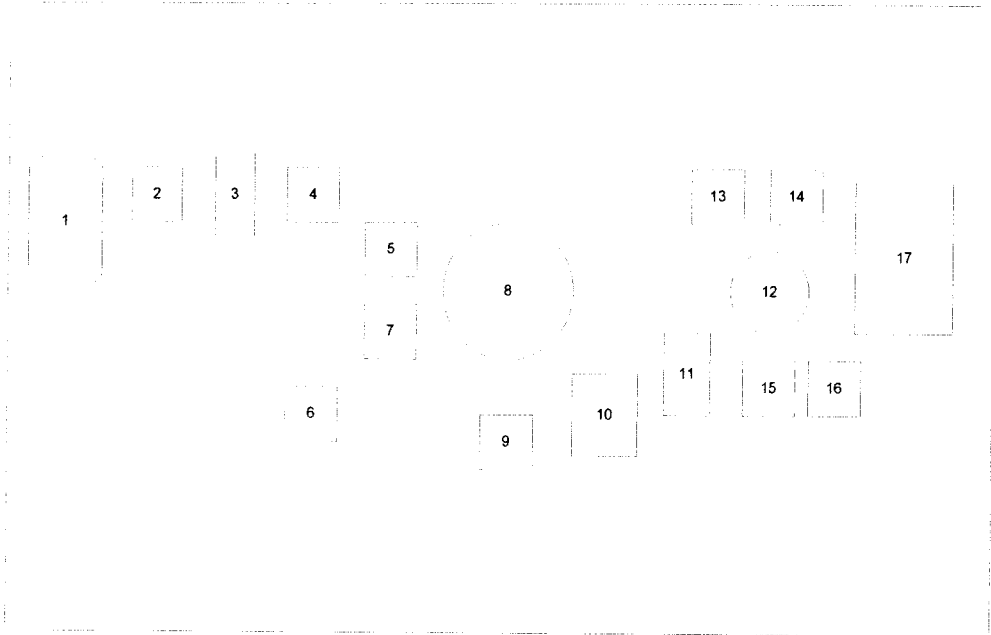
- Bahan baku

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

Tata letak alat proses 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 faktor yang tidak penting.

- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi faktor, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.



Gambar 4.2. Tata letak alat proses

Keterangan :

- | | |
|------------------------------|----------------------------------|
| 1. Tangki penampungan Butane | 10. Kondenser parsial |
| 2. Vaporizer | 11. Separator 2 |
| 3. Separator 1 | 12. Menara distilasi |
| 4. Kompresor 1 | 13. Kondenser total |
| 5. Heater 1 | 14. Accumulator |
| 6. Kompresor 2 | 15. Reboiler |
| 7. Heater 2 | 16. Cooler |
| 8. Reaktor | 17. Tangki penyimpanan
Produk |
| 9. Expansion valve | |

4.4 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas (PU -01)

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai kedalam bak pengendap sebanyak 47.477,63 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 560 gpm
Kecepatan Linear	: 3.93132 ft/dtk
Head pompa	: 106,48 ft
Tenaga pompa	: 18,17 Hp
Tenaga motor	: 20 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 139,310.62

2. Pompa Utilitas (PU- 02)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap kedalam bak flokulator sebanyak 47.477,63 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 560 gpm
Kecepatan Linear	: 3,93 ft/dtk
Head pompa	: 6,82 ft
Tenaga pompa	: 1,16 Hp
Tenaga motor	: 2 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 139,310.62

3. Pompa Utilitas (PU- 03)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak flokulator kedalam clarifier sebanyak 47.477,63 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 560 gpm
Kecepatan Linear	: 3,93 ft/dtk
Head pompa	: 13,27 ft
Tenaga pompa	: 2,26 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 139,310.62

4. Pompa Utilitas (PU - 04)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap kedalam bak saringan pasir sebanyak 47.477,63 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 560 gpm
Kecepatan Linear	: 3,93 ft/dtk
Head pompa	: 12,86 ft
Tenaga pompa	: 2,19 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 139,310.62

5. Pompa Utilitas (PU- 05)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak saringan pasir kedalam bak penampung air bersih sebanyak 47.477,63 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 560 gpm
Kecepatan Linear	: 3,93 ft/dtk
Head pompa	: 12,86 ft
Tenaga pompa	: 2,19 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 139,310.62

6. Pompa Utilitas (PU - 06)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih kedalam kantor, proses, pembangkit steam sebanyak 47.477,63 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 560 gpm
Kecepatan Linear	: 3,93 ft/dtk
Head pompa	: 11,89 ft
Tenaga pompa	: 2,02 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Jumlah	: 2 buah

Harga : US\$ 139,310.62

7. Pompa Utilitas (PU – 07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pendingin kedalam pabrik sebanyak 42.072,99 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan Volume : 490 gpm

Kecepatan Linear : 3,44 ft/dtk

Head pompa : 11,66 ft

Tenaga pompa : 1,76 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US\$ 128,257.90

8. Pompa Utilitas (PU – 08)

Fungsi : Mengalirkan air dari *cooling tower* kedalam pabrik sebagai pendingin sebanyak 47.477,63 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan Volume : 490 gpm

Kecepatan Linear : 3,44 ft/dtk

Head pompa : 17,12 ft

Tenaga pompa : 2,59 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Jumlah : 2 buah

Yoga Wisnu Wardani 02521088

Novita Yuniati Sutami 02521102

Harga : US\$ 128,257.90

9. Pompa Utilitas (PU – 09)

Fungsi : Mengalirkan air dari air proses kedalam *cooling tower* sebanyak 47.477,63 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan Volume : 490 gpm

Kecepatan Linear : 3,44 ft/dtk

Head pompa : 11,66 ft

Tenaga pompa : 1,76 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US\$ 7,267.95

10. Pompa Utilitas (PU – 10)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion kedalam tangki kation sebanyak 1795.479 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Kecepatan Volume : 4 gpm

Kecepatan Linear : 2,4 ft/dtk

Head pompa : 6,24 ft

Tenaga pompa : 0,01 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US\$ 7,267.95

Yoga Wisnu Wardani 02521088

Novita Yuniati Sutami 02521102

11. Pompa Utilitas (PU – 11)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation kedalam tangki deaerator sebanyak 1795.479 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 4 gpm
Kecepatan Linear	: 2,40 ft/dtk
Head pompa	: 6,64 ft
Tenaga pompa	: 0,01 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 7,267.95

12. Pompa Utilitas (PU – 12)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki deaerator kedalam tangki umpan boiler sebanyak 1795.479 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 4 gpm
Kecepatan Linear	: 2,40 ft/dtk
Head pompa	: 6,3820 ft
Tenaga pompa	: 0,01 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 7,267.95

13. Pompa Utilitas (PU – 13)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki umpan boiler kedalam <i>boiler</i> sebanyak 1795.479 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 4 gpm
Kecepatan Linear	: 2,40 ft/dtk
Head pompa	: 7,29 ft
Tenaga pompa	: 0,02 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 7,267.95

14. Pompa Utilitas (PU – 14)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air kantor dan rumah tangga menuju ke perkantoran dan rumah tangga sebanyak 2041.667 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Kecepatan Volume	: 15 gpm
Kecepatan Linear	: 2,73 ft/dtk
Head pompa	: 10,30 ft
Tenaga pompa	: 0,1 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 15,384.23

15. Bak Pengendap Awal

Fungsi	: Menampung dan menyediakan air untuk di olah sebanyak 47,477.63 kg/jam dengan waktu tinggal selama 5 jam.
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Panjang	: 11,25 m
Lebar	: 5,62 m
Tinggi	: 4,5 m
Volume	: 762,23 m ³
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 8,023.53

16. Bak Flokulator

Fungsi	: Mencampur koagulan dengan air dari bak pengendap,sebanyak 47,477.63 kg/jam dengan waktu tinggal selama 1 jam.
Jenis	: Bak silinder tegak
Diameter	: 4,17 m
Tinggi	: 4,17 m
Volume	: 56,97 m ³
Power pengaduk	: 5 Hp
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 32,223.13

17. Clarifier

Fungsi	: Mengendapkan flokulator untuk mendapatkan air jernih air sebanyak 47,477.63 kg/jam dengan waktu tinggal selama 1 jam.
Jenis	: Bak silinder tegak dengan tutup kerucut
Diameter	: 4,17 m
Tinggi	: 5,56 m
Volume	: 56,97 m ³
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 65,794.59

18. Bak saringan pasir

Fungsi	: Menyaring koloid-koloid yang lolos dari <i>clarifier</i> .
Debit	: 559,35 gpm
Tinggi	: 1,33 m
Volume	: 6,465 m ³
Panjang	: 2,20 m
Lebar	: 2,20 m
Ukuran pasir rata-rata	: 28 mesh
Tinggi lapisan pasir	: 1,11 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 6,629.98

19. Bak Penampung air bersih

Fungsi	: Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir sebanyak 47,477.63 kg/jam.
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Tinggi	: 4,5 m
Volume	: 284,86 m ³
Panjang	: 11,25 m
Lebar	: 5,62 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 16,047.06

20. Bak Penampung air kantor dan rumah tangga

Fungsi	: Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 2041.667 kg/jam..
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Tinggi	: 2 m
Volume	: 29,4 m ³
Panjang	: 65,42 m
Lebar	: 2,71 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 489.48

21. Bak Penampung air pendingin

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin sebanyak 47.702,99 kg/jam.

Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Tinggi	: 2,5 m
Volume	: 102,48m ³
Panjang	: 9,05 m
Lebar	: 4,52m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 2,796.35

22. Cooling Tower

Fungsi	: Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 47.702,99 kg/jam dari suhu 104°F menjadi 86 °F.
Jenis	: <i>Cooling tower induced draft.</i>
Tinggi	: 5,42 m
Ground area	: 4,36 m ²
Panjang	: 2,09 m
Lebar	: 2,09 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 31,882.87

23. Blower Cooling Tower

Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.
Kebutuhan udara	: 5714,985 ft ³ /jam
Power pompa	: 8,94 Hp

Power motor : 15 Hp
Jumlah : 1
Harga : US\$ 642.69

24. Kation exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.
Jenis : silinder tegak
Tinggi : 1,905 m
Volume : 0,47m³
Diameter : 0,56 m
Tebal : 0,0034 m
Jumlah : 1
Harga : US\$ 7,986.08

25. Anion exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO₄ dan NO₃.
Jenis : silinder tegak
Tinggi : 1,905 m
Volume : 0,47 m³
Diameter : 0,56 m
Tebal : 0,0034 m
Jumlah : 1
Harga : US\$ 7,986.08

26. Tangki De-aerator

Fungsi	: Membebaskan gas CO ₂ dan O ₂ dari air yang telah dilunakkan dalam <i>anion</i> dan <i>kation exchanger</i> dengan larutan Na ₂ SO ₃ dan larutan NaH ₂ PO ₄ .H ₂ O
Jenis	: Bak silinder tegak
Tinggi	: 1,4 m
Volume	: 2,15 m ³
Diameter	: 1,4 m
Jenis pengaduk	: <i>Marine propeller 3 blade.</i>
Power pengaduk	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 11,879.58

27. Tangki umpan boiler

Fungsi	: Menampung umpan boiler sebanyak 1795,479 kg/jam.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Tinggi	: 1,76 m
Volume	: 4,31 m ³
Diameter	: 1,76 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 18,006.67

28. Boiler (BLU-01)

Fungsi : Memproduksi steam jenuh pada suhu 212°F dan tekanan 14,7
Psi.

Jenis : *Fire tube boiler*

Panas yang di butuhkan : 5028845 Btu/jam

Kebutuhan steam : 1795,479 kg/jam

Kebutuhan bahan bakar : 315,7146 lt/jam

Kebutuhan Udara : 500 m³ /jam

Jumlah : 1

Harga : US\$ 22,490.95

29. Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi : Menampung bahan bakar dari boiler

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah bahan bakar : 22,34 m³ / hari

Lama Penyimpanan : 10 hari

Volume : 2680,949 m³

Tinggi : 7,83 m

Diameter : 20,88 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 35,977.53

30. Tangki Penampung Kondensat

Fungsi	: Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Tinggi	: 1,63 m
Volume	: 3,45 m ³
Diameter	: 1,63 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 15,749.73

31. Tangki Larutan Kaporit

Fungsi	: Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan air	: 2041,667 kg/jam
Kadar Clorine dalam Kaporit	: 49,6 %
Kebutuhan kaporit	: 0,02 kg/jam
Tinggi	: 0,71 m
Volume	: 0,28 m ³
Diameter	: 0,71 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 6,909.23

32. Tangki Desinfektan

Fungsi	: Membunuh bakteri yang dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Tinggi	: 1,5 m
Volume	: 2,45 m ³
Diameter	: 1,5 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 25,145.78

33. Tangki Larutan NaCl

Fungsi	: Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i> .
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan NaCl	: 23,75 ft ³ /hari.
Tinggi	: 1 m
Volume	: 0,8 m ³
Diameter	: 1 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 6,591.24

34. Tangki Larutan NaOH

Fungsi	: Membuat larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i> .
Jenis	: Tangki silinder tegak

Kebutuhan NaOH	: 6.59 ft ³ /hari.
Tinggi	: 0,66 m
Volume	: 0,22 m ³
Diameter	: 0,66 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 3,056.23

35. Tangki Larutan Na₂SO₄

Fungsi	: Melarutkan Na ₂ SO ₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan Na ₂ SO ₄	: 0,028 kg/jam
Tinggi	: 0,85 m
Volume	: 0,48 m ³
Diameter	: 0,85 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 7,179.45

36. Tangki Larutan N₂H₄

Fungsi	: Melarutkan N ₂ H ₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan N ₂ H ₄	: 0,028 kg/jam.
Tinggi	: 0,85 m
Volume	: 0,48 m ³

Diameter : 0,85 m
Jumlah : 1
Harga : US\$ 7,179.45

37. Generator (GU)

Fungsi : Membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum.
Jenis : Generator Diesel
Tegangan Listrik : 24.500 kWatt
Jumlah bahan bakar : 1845 lt/jam
Jumlah : 1
Harga : US\$ 41,645.59

38. Tangki Bahan Bakar Generator

Fungsi : Menampung bahan bakar dari generator
Jenis : Silinder Tegak
Jumlah bahan bakar : 1845 lt/jam
Lama penyimpanan : 10 hari
Volume : 2680,949 m³
Tinggi : 7,83 m
Diameter : 20,88 m
Jumlah : 1
Harga : US\$ 34,101.36

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik *Maleic Anhydride* ini. 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 ini, untuk mencukupi kebutuhan air proses yaitu untuk pendingin alat-alat penukar panas (HE) digunakan air tawar untuk pompa dan minum diperoleh dari sungai yang terletak tidak jauh dari pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air sungai digunakan 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 sejumlah panas persatuan volume uang tinggi.
 - d. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperature pendingin.
 - e. Tidak terdekomposisi.
2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar digunakan untuk :

1. 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 silica.

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

2. 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 kimia dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

3. Air minum

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

1. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses

demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

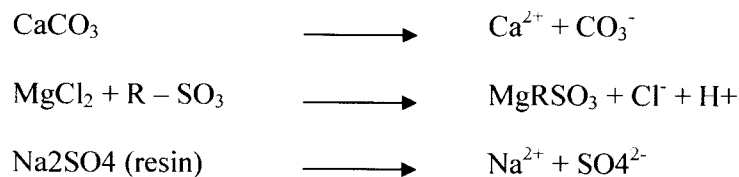
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

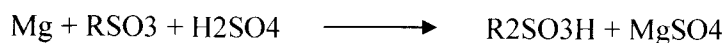
Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

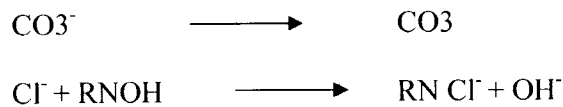
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

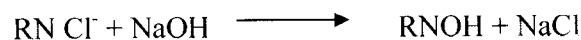
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

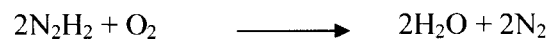
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (polish water) dipompakan kedalam deaerator dan diinjeksikan Hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (scale) pada tube boiler.

Reaksi:



Kedalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler. (*boiler feed water*)

d. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

Kebutuhan air dapat dibagi menjadi :

- a. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.2. Kebutuhan air pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Inter cooler	IC-01	22,4890
2	Inter cooler	IC-02	63,9088
3	Kondenser	CD-01	206.625,2791
4	Kondenser	CD MD	6.803,2654
	Total		213.514,9422

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 : 2.154.575 kg/jam

Tekanan : 5 atm

Jenis : *Water 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, O₂, Ca, Mg yang mungkin masih terikut,

dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler feed water tank. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

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 -102⁰C, 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 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

Tabel 4.3. Kebutuhan *steam*

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Reboiler	RB-01	1795.4794
	Total		1795.4794

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik ini sebesar 24.474 KW. Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut unit TDH menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan

generator diesel dengan kapasitas 24.500 kW jika pasokan listrik kurang.

Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 24.500 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 4.4. Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)
1	Pompa	P – 01	3	3
2	Pompa	P – 02	1	0.5
3	Pompa	P – 03	1	0.5
4	Pompa	P – 04	1	1.5
5	Pompa	P – 05	1	1
6	Pompa	P – 06	1	1
7	Pompa	P – 07	1	0.5
8	Pompa	P – 08	1	0.5
9	Kompresor	K – 01	1	250

10	Kompresor	K - 02	1	15900
	Total		12	16158.5

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 16158.5 Hp

- Peralatan utilitas

Tabel 4.5. Kebutuhan listrik untuk utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)
1	<i>Flokulator</i>	FL	1	40
2	<i>Clarifier</i>	CLU	1	125
3	<i>Cooling Tower</i>	CTU	1	40
4	<i>Blower</i>	BWU	1	84
5	<i>Compresor udara</i>	CU	1	32
6	Pompa	PU - 01	1	20
7	Pompa	PU - 02	1	2
8	Pompa	PU - 03	1	3
9	Pompa	PU - 04	1	3
10	Pompa	PU - 05	1	3
11	Pompa	PU - 06	1	3
12	Pompa	PU - 07	1	3
13	Pompa	PU - 08	1	3
14	Pompa	PU - 09	1	3
15	Pompa	PU - 10	1	0.5
16	Pompa	PU - 11	1	0.5
17	Pompa	PU - 12	1	0.5
18	Pompa	PU - 13	1	0.5
19	Pompa	UP - 14	1	0.5
	Total		19	743.5

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 743.5 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

$16158.5 \text{ Hp} + 743.5 \text{ Hp} = 17645.5 \text{ Hp}$

Diambil angka keamanan 10 % = 19410.05 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- Alat kontrol diperkirakan sebesar 72 Hp
- Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 165 KW
- Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 14692.79 KW

Jika over design 25 %, maka total kebutuhan listrik = 18365.988 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 fuel oil yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah Medium Furnace Oil yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

Kebutuhan bahan bakar fuel oil :

Effisiensi 75 % dari kebutuhan listrik total.

$$\text{Effisiensi generator 75 \%} = \frac{18365.988kWatt}{0,75} = 24487.9833kWatt$$

$$= \frac{24487.9833kWatt \left(\frac{1Btu / jam}{0,00029307kWatt} \right)}{250000Btu / gall}$$

$$= 334.2271gall / jam \times 3,7853lt / gall$$

$$= 1265.1498lt / jam$$

Spesifikasi IDO, minyak diesel :

$$\text{Heat Value} = 250000 \text{ Btu/gall}$$

Derajat API = 22 – 28 °API

Densitas = 0.874 kg/lt

Viskositas = 1.2 Cp

Kebutuhan bahan bakar untuk boiler = 315.7146 L/jam

Unit ini berfungsi untuk menyimpan kebutuhan bahan bakar di Boiler sebesar 267.4103 kg/jam, sehingga kebutuhan massa untuk 3 hari adalah : m = 802.2308.

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 2800 L/mnt.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Unit TDH ini menghasilkan limbah berupa air, *hydrogen fluoride* dalam skala kecil. Pengolahan air limbah adalah pengolahan limbah pabrik yang belum memenuhi persyaratan (BOD, COD, dan lain-lain) secara mikrobiologis sehingga air yang keluar dari pabrik memenuhi persyaratan Undang-Undang Lingkungan Hidup.

a. Bak Netralisasi (*Neutralizing Pond*)

Bak ini digunakan untuk menetralkan pH yang ada pada limbah pabrik.

Pada bak ini limbah mempunyai pH 4 dan suhu sekitar 35 °C.

b. Menara Pendingin

Menara pendingin digunakan untuk menurunkan suhu limbah sebelum dimasukkan kekolam-kolam. Hal ini dilakukan karena pada suhu tinggi

bakteri-bakteri pengurai (pembentuk metan) mati, sedangkan suhu optimum perkembangan adalah 35 °C.

Alat ini berupa antara menara yang dipasang kisi-kisi dengan tujuan untuk mempercepat proses pendinginan. Limbah dari pabrik dipompakan ke bagian atas menara pendingin, dan turun terpancar melalui kisi-kisi sehingga suhunya turun.

c. Kolam Pembiakan (*Seeding Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk membiakkan bakteri yang akan bekerja dalam kolam anaerobik. Bakteri yang digunakan adalah Nitrosomonas. Isi pond ini sekitar 350 m³ dan berisikan bakteri dengan kadar tinggi. Sewaktu-waktu diberi limbah unit TDH sebagai makanannya, dan pada waktu tertentu sebagian diisikan kedalam kolam anaerobik dengan cara *overflow*. Tidak seluruhnya limbah melakukan *Seeding pond*. Bakteri dalam *Seeding Pond* hidup apabila terlihat adanya gelembung gas metan yang timbul. pH dijaga selalu lebih kecil dari 6,5 – 6,8 dengan penambahan kapur/soda ash.

d. Kolam Anaerobik (*Anaerobic Pond*)

Pengolahan limbah unit TDH yang terutama terjadi di kolam ini, dimana lemak diubah menjadi gas metan. Kolam anaerobik ini dapat menampung air limbah pengolahan steam selama 60 hari (lemak diubah menjadi asam organik dan selanjutnya asam organik ini diubah menjadi gas metan) oleh bakteri anaerobik pembentuk metan. Untuk lebih mengaktifkan reaksi pembentukan metan maka cairan dalam kolam anaerobik harus dipompakan secara terus menerus setiap hari ke kolam anaerobik di muka.

Apabila bakteri di dalam kolam ini kurang aktif, maka diambil bakteri aktif dari *Seeding Pond*, yang secara *overflow* bakteri aktif mengalir ke dalam kolam anaerobik, pH di dalam kolam dijaga ini minimal 6.

e. Kolam aerasi (*Aeration Pond*)

Kolam aerasi ditujukan untuk memperkaya cairan limbah dengan oksigen dan membunuh bakteri anaerob dengan cara menyebarkan cairan ke udara dengan menggunakan aerator, atau dengan memasukkan udara ke dalam cairan dengan menggunakan kompresor. Aerator ataupun kompresor harus berjalan terus menerus.

f. Kolam Pengendapan (*Settling Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk mengendapkan zat-zat padat yang dikandung cairan yang berasal dari kolam anaerobik. Kolam pengendapan dapat menampung cairan limbah selama 15 hari olahan. Apabila terjadi pendangkalan karena pengendapan zat-zat padat maka dilakukan pembersihan/pengurasan.

g. Kolam Aerobik (*Aerobic Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk memberikan kesempatan cairan dari kolam pengendapan untuk menyerap lebih banyak oksigen dari udara. Kolam ini dapat menampung limbah untuk 15 hari olahan. Kolam ini merupakan kolam terakhir dalam proses penanganan air limbah pabrik *Maleic Anhydride*. Dari kolam ini limbah yang telah diolah tersebut dapat dialirkan ke lahan aplikasi atau *overflow* kolam ini dapat dibuang ke sungai.

4.6 Laboratorium

4.6.1. Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan.

Tugas laboratorium antara lain :

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku, apakah sudah memenuhi persyaratan yang diperkenankan atau tidak.
2. Sebagai pengontrol kualitas produk, apakah sudah memenuhi standar yang berlaku atau belum.
3. Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

Menyadari pentingnya mempertahankan kualitas tersebut, maka pabrik *Maleic Anhydride* membentuk bagian yang bertugas mengendalikan mutu tersebut yaitu seksi jaminan mutu, seksi pengendalian proses yang bertugas dalam ruang *Central Control Room* dan bidang penelitian.

1. Seksi Jaminan Mutu

Seksi jaminan mutu pada pabrik *Maleic Anhydride* bertugas sebagai:

- a) Melakukan pengujian komposisi dan kualitas bahan baku (n-Butane)

b) Melakukan evaluasi dan melakukan tindakan koreksi dan pencegahan terhadap penyimpangan yang terjadi pada bahan baku.

c) Memberikan status inspeksi dan pengujian bahan dan produksi akhir.

Sedangkan tanggungjawab seksi jaminan mutu antara lain adalah:

a) Menjamin kualitas produk *Maleic Anhydride* memenuhi standar SII (Standar Industri Indonesia)

b) 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 n-Butane. Bahan baku n-Butane yang diterima dari PT Pertamina terlebih dahulu diuji kualitasnya sebelum dipindahkan ketangki penyimpanan. Parameter yang diukur untuk bahan baku n-Butane adalah kandungan n-Butane, kadar air, dan kadar zat-zat pengotor (senyawa olefin).

Alat-alat yang digunakan pada laboratorium antara lain:

1) Gas Chromatograph (GC)

GC digunakan untuk menentukan kadar i-butane dan yang lainnya sebagai impuritas utama dalam n-Butane.

2) Oksigen Analyzer

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

- c) Pengujian produk *Maleic Anhydride* 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.

Alat – alat penunjang yang digunakan untuk melakukan analisa-analisa terhadap produk adalah sebagai berikut:

- a. Spectrofotometer

Alat ini digunakan untuk menganalisa adanya V_2O_5 residu katalis pada *Maleic Anhydride*.

- b. Autritator

Alat ini digunakan untuk standarisasi automatic.

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:

- 1) Analisa produksi

Bertugas membuat data produksi *Maleic Anhydride* mulai dari pemakaian bahan baku sampai proses produksi.

2) Pengendalian mutu

Bertugas mengendalikan jalannya proses pembuatan *Maleic Anhydride* dari hulu ke hilir dari segi kualitas.

3) 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 konduktifitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Beberapa kegiatan yang dilakukan pada seksi pengendalian proses adalah

1) Inspeksi

Meliputi pengamatan (pengambilan) contoh pada tiap proses.

2) Analisa

Meliputi analisa kimia di laboratorium kimia.

3) Pengambilan tindakan

Diadakan pengambilan tindakan bila produk yang didapatkan dari proses tidak sesuai dengan persyaratan. Pengontrolan dilakukan terhadap:

a) Bahan baku pembuatan *Maleic Anhydride*

b) Umpan masuk reaktor, separator dan menara distilasi

3. Seksi Bidang Penelitian

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

1) Analisa berat jenis dengan menggunakan alat higrometer

2) Analisa viskositas dengan menggunakan alat viscometer kinematik atau dengan alat Saybolt Universal (SSU).

3) Analisa kadar air dengan alat Water Content Tester

4) Analisa sedimen content

- 5) Analisa warna
- 6) Analisa nilai kalor
- 7) 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 Perusahaan

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 *Maleic Anhydride* dari n-Butane dan Udara 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 menyetor modal ke perusahaan dan berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor 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.
5. 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:

a. 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.

b. 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.

c. 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.

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 mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 4.3

4.8.3 Tugas dan Wewenang

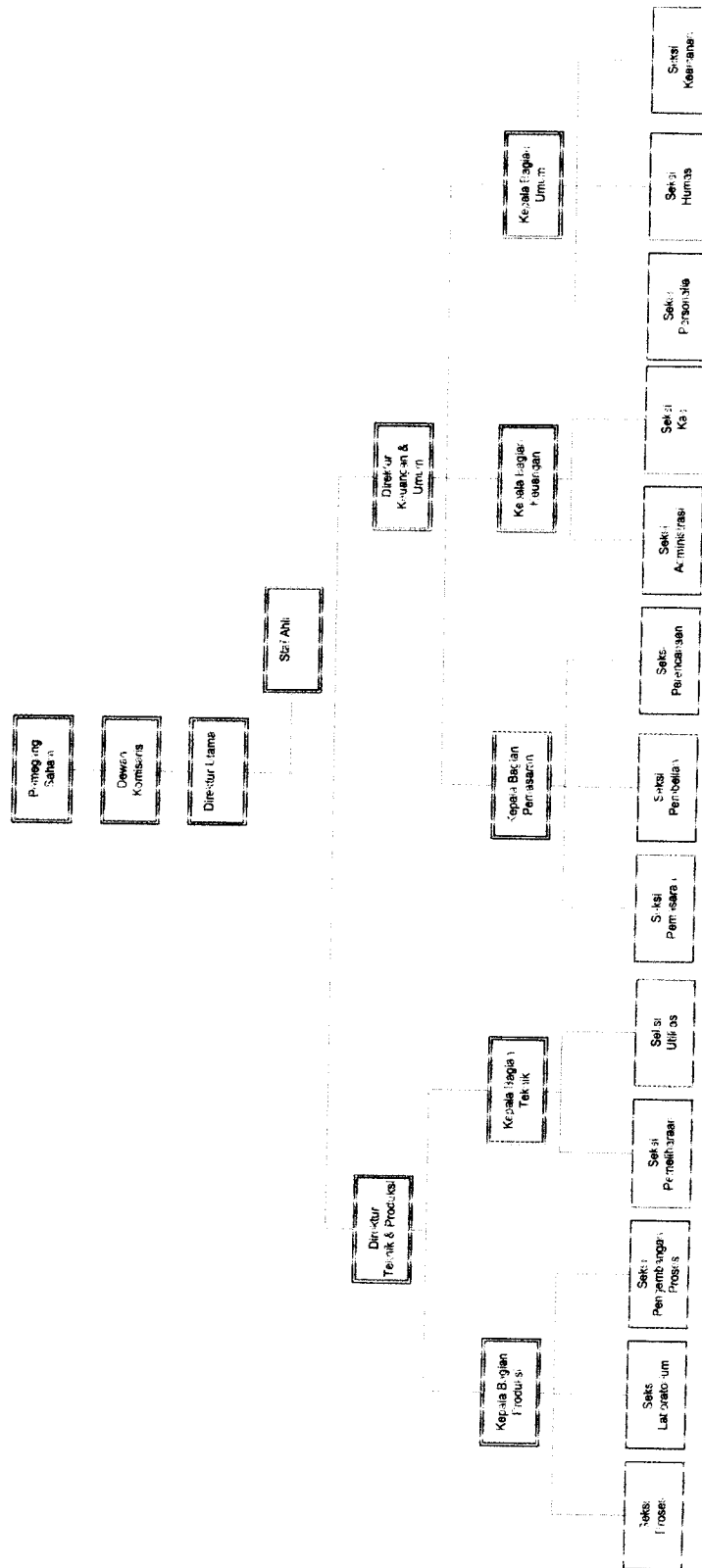
1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah Rapat Umum Pemegang Saham yang biasanya dilakukan setahun sekali.

Pada rapat tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 4.3. Struktur Organisasi Perusahaan

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris diangkat pemegang saham dalam Rapat Umum. Dewan komisaris yang dipimpin komisaris utama merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris:

1. Menilai dan menyetujui rencana dewan direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas dewan direksi.
3. Membantu dewan direksi dalam hal-hal yang penting.
4. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

3. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direksi yang terdiri direktur utama, direktur produksi dan direktur keuangan dan umum minimal lulusan sarjana yang telah berpengalaman dibidangnya.

Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum. Tugas masing-masing direktur adalah sebagai berikut:

Tugas direktur utama antara lain:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pada Rapat Umum Pemegang Saham.
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur produksi antara lain:

- Bertanggung jawab pada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepada bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

- Bertanggungjawab pada direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staff Ahli

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

teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing- masing.

Tugas dan wewenang staff ahli:

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

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 staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bidang tersebut.

Kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi:

a. Seksi proses

Tugas seksi Proses:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b. Seksi pengembangan proses

c. Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan produk
- Membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian teknik membawahi :

A. Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

B. Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas:

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

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pemasaran membawahi:

a. Seksi perencanaan

Tugas seksi perencanaan:

- Merencanakan besarnya produksi yang akan dicapai pabrik
- Merencanakan kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli

b. Seksi pembelian

Tugas seksi pembelian:

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

c. Seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang

4. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi:

a. Seksi administrasi

Tugas seksi admistrasi:

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

b. Seksi kas

Tugas seksi kas:

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran tentang keuntungan masa depan
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi:

A. Seksi personalia

Tugas seksi personalia :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerjaan serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya

- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dan menciptakan kondisi kerja tenang dan dinamis
- Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

B. Seksi humas

Tugas seksi humas :

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

C. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan:

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

6. Kepala Seksi

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

4.9 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik ethanol ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

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 oleh direksi tanpa SK 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.

Tabel 4.6. Gaji Karyawan Pabrik per Bulan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan
1	Direktur Utama	1	50.000.000
2	Direktur	2	35.000.000
3	Staf Ahli	3	20.000.000
4	Ka Bagian	5	10.000.000
5	Ka Seksi	13	8.500.000
6	Sekretaris	3	4.000.000
7	Ka Shift	4	4.000.000
8	Pegawai Staff I	10	3.000.000
9	Pegawai Staff II	8	2.500.000
10	Operator	76	1.750.000
11	Tenaga Kesehatan	8	1.500.000
12	Security	12	1.200.000
13	Cleaning Service	8	700.000
Total		155	

4.10 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik *Maleic Anhydride* direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down, sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua bagian yaitu:

4.10.2 Karyawan non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, dan bagian administrasi. Karyawan non shift ini bekerja selama 34 jam kerja selama satu minggu dengan perincian:

Hari Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

Hari Jumat : Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30 – 13.30 (istirahat)

Pukul 13.30 – 16.00 (jam kerja)

4.10.3 Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan

dengan keamanan dan keamanan produksi. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Karyawan operasi

- Shift pagi : pukul 08.00 – 16.00
- Shift sore : pukul 16.00 – 24.00
- Shift malam : pukul 24.00 – 08.00

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Contoh jadwal dapat dilihat pada tabel 4.7.

Tabel 4.7. Jadwal Kerja untuk Setiap Regu

Regu \ Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan:

P = shift pagi
S = shift siang

M = shift malam
L = libur

4.11 Pembagian Jabatan

1. Direktur utama : Magister 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
6. Kepala bagian keuangan : Sarjana Ekonomi
7. Kepala bagian pemasaran : Sarjana Ekonomi
8. Kepala bagian umum : Sarjana Hukum
9. Sekretaris : Diploma-3
10. Kepala sifit : Diploma-3
11. Pegawai Staff : Diploma-3
12. Operator : Diploma-3
13. Security : SLTA
14. Cleaning Service : SLTP

4.12 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.

Tabel 4.8. Perincian jumlah karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur utama	1
2	Direktur teknik dan produksi	1
3	Direktur keuangan dan umum	1
5	Staff ahli	3
6	Sekretaris	3

7	Kepala bagian pemasaran	1
8	Kepala bagian keuangan	1
9	Kepala bagian teknik	1
10	Kepala bagian produksi	1
11	Kepala bagian umum	1
12	Kepala seksi humas	1
13	Kepala seksi keamanan	1
14	Kepala seksi pembelian	1
15	Kepala seksi pemasaran	1
16	Kepala seksi administrasi	1
17	Kepala seksi kas	1
18	Kepala seksi proses	1
20	Kepala seksi laboratorium	1
21	Kepala seksi utilitas	1
22	Kepala seksi personalia	1
23	Karyawan personalia	4
24	Karyawan humas	2
25	Karyawan keamanan	12
26	Karyawan pembeli	4
27	Karyawan pemasaran	4
28	Karyawan administrasi	5
29	Karyawan kas	3
31	Karyawan laboratorium	12
32	Karyawan utilitas	12
34	Karyawan proses	48
35	Kepala regu	4
36	Karyawan Kesehatan	8
36	Pesuruh dan cleaning service	12
37	Sopir	3
	Jumlah	155

4.13 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor untuk meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan social yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.

- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian kerja

- Pakaian diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

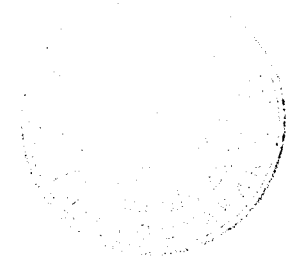
5. Asuransi

- Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK.

4.14 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *Maleic Anhydride* 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:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

4.14.1 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

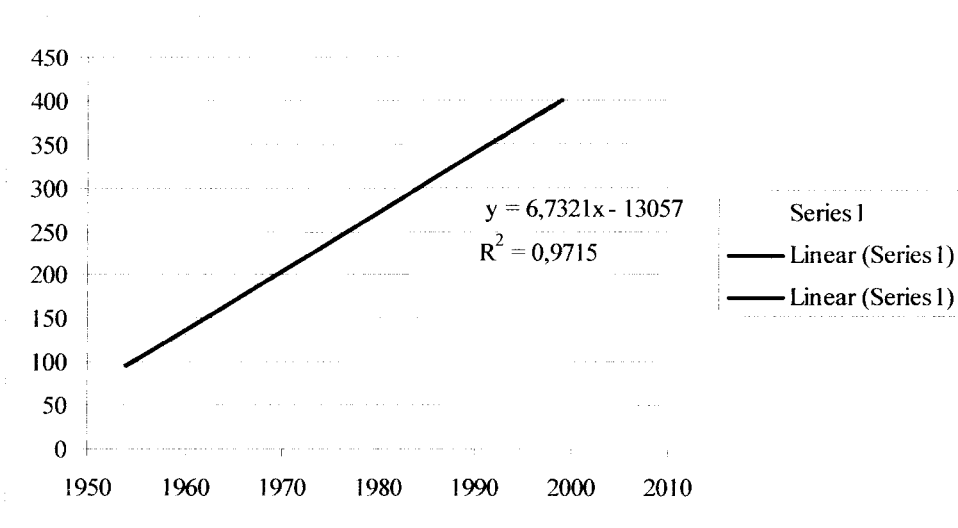
Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari Majalah "Chemical Engineering".

Table 4.9. Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
-1	-2	-3
1954	1	100
1979	2	230
1982	3	315
1992	4	358,2
1993	5	359
1994	6	368,1
1995	7	381,1
1996	8	381,7
1997	9	386,5

1998	10	389,5
1999	11	390,6
2003	12	427,3963
2010	13	474,521

(Sumber: majalah "Chemical Engineering", Juli 2001)



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:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari.

C_a = Kapasitas alat A.

C_b = 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 2th edition, halaman 170

4.14.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 40.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan = 2010

Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 9100 (KR, 20 Juli 2006)

4.14.3 Perhitungan Biaya

4.14.4.1 *Capital Investment*

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

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

4.14.4.2 *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 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 Expanses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.14.4.3 General Expense

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

4.14.4 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.

4.14.4.1 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*

4.14.4.2 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.

4.14.4.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

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

4.14.4.4 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.

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

Dengan:

Fa = Annual Fixed Expense

Ra = Annual Regulated Expense

Va = Annual Variabel Expense

Sa = Annual Sales Value Expense

4.14.4.5 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*.

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

4.14.4.6 Hasil Perhitungan

1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.10. Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Delivered Equipment	10,828,365.41	-
2	Equipment Instalation	-	6320300324.86
3	Piping	-	7307847250.61
4	Instrumentation	-	592528155.46

5	<i>Insulation</i>	-	987546925.76
6	<i>Electrical</i>	-	987546925.76
7	<i>Buildings</i>	-	6,475,000,000.00
8	<i>Land and Yard Improvement</i>	-	4,470,000,000.00
9	<i>Utilities</i>	-	2,869,275,130.67
	<i>Physical Plant Cost</i>	19,946,742.19	41,834,619,745.22
10	<i>Engineering and Construction</i>	3,989,348.44	8,366,923,949.04
	<i>Direct Plant Cost</i>	23,936,090.62	50,201,543,694.26
11	<i>Contractor's Fee</i>	1,196,804.53	2,510,077,184.71
12	<i>Contingency</i>	3,590,413.59	7,530,231,554.14
	<i>Fixed Capital</i>	28,723,308.75	60,241,852,433.11

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.100,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= Rp. 321,623,962,035.02

B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.11. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	-	27414327411.77
2	<i>In Process Inventory</i>	-	834100338.59
3	<i>Product Inventory</i>	-	5734439827.82
4	<i>Extended Credit</i>	-	57326719932.42
5	<i>Available Cash</i>	-	45875518622.53
	<i>Total Working Capital</i>	-	137185106133.13

Sehingga *Total Working Capital* :

= Rp. 458,809,068,168.15

2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. *Manufacturing Cost*

<i>Yoga Wisnu Wardani</i>	02521088
<i>Novita Yuniati Sutami</i>	02521102

Tabel 4.12. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	-	(4)
1	<i>Raw Materials</i>	-	301,557,601,529.45
2	<i>Labor Cost</i>	-	5524800000.00
3	<i>Supervision</i>	-	552480000.00
4	<i>Maintenance</i>	-	19297437722.10
5	<i>Plant Supplies</i>	-	2894615658.32
6	<i>Royalties and Patents</i>	-	6,879,206,391.89
7	<i>Utilities</i>	-	78415684009.51
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	-	415,121,825,311.26
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	828720000.00
2	<i>Laboratory</i>	-	552480000.00
3	<i>Plant Overhead</i>	-	2762400000.00
4	<i>Packaging ang Shipping</i>	-	89429683094.57
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	-	93,573,283,094.57
1	<i>Depreciation</i>	-	32,162,396,203.50
2	<i>Property Taxes</i>	-	6,432,479,240.70
3	<i>Insurance</i>	-	3,216,239,620.35
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	-	41,811,115,064.55
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	-	550,506,223,470.39

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

=Rp. 550,506,223,470.39

B. *General Expense*

Tabel 4.13. *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Administration</i>	-	13758412783.78
2	<i>Sales</i>	-	27516825567.56
3	<i>Research</i>	-	13758412783.78
4	<i>Finance</i>	-	9176181363.36
	<i>General expense</i>	-	64,209,832,498.48

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 614,716,055,968.87\end{aligned}$$

3. Keuntungan (*Profit*)

$$\text{Keuntungan} = \text{Total Penjualan Produk} - \text{Total Biaya Produksi}$$

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. } 6.879.206.391,89$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 614.716.055.968,87$$

Pajak keuntungan sebesar 50%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 73.204.583.220,13$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp. } 36.602.291.610,07$$

4. Analisa Kelayakan

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

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

$$\blacklozenge \text{ ROI sebelum Pajak} = 22,76 \%$$

$$\blacklozenge \text{ ROI setelah Pajak} = 11,38 \%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

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

$$\bullet \text{ POT sebelum Pajak} = 3,05 \text{ tahun}$$

$$\bullet \text{ POT setelah Pajak} = 4,68 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point (BEP)

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 41,811,115,064.55

Variabel Cost (Va) = Rp. 476,282,175,025.42

Regulated Cost (Ra) = Rp. 95,794,045,878.90

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 6,879,206,391.89

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

BEP = 48,80 %

4. Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 19,88 %

5. Discounted Cash Flow (DCF)

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 60.241.852.433,11

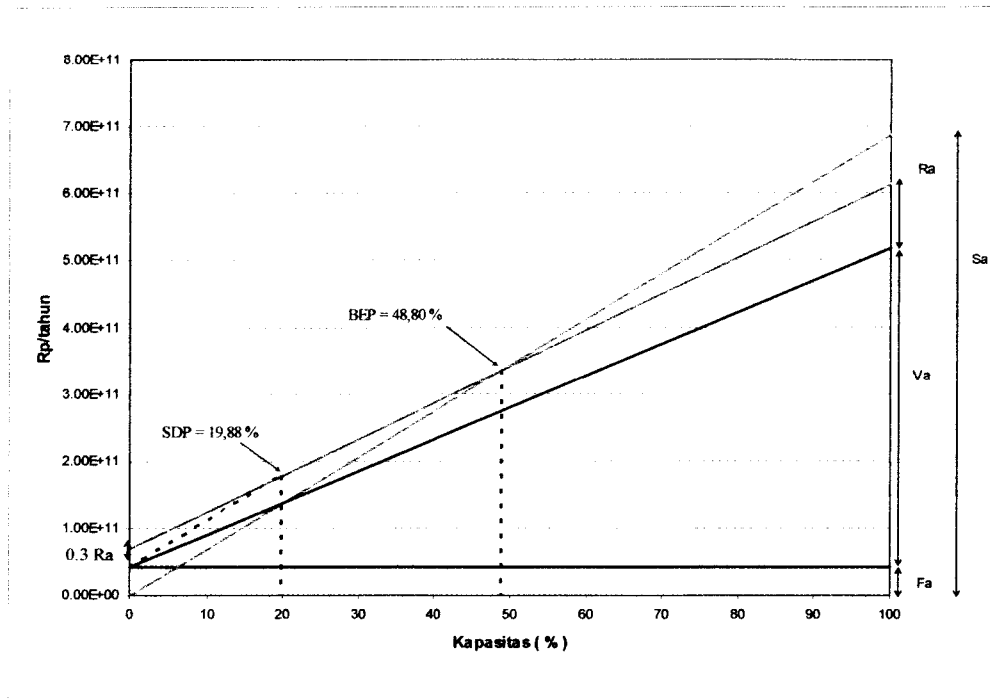
Working Capital (WC) = Rp. 137.185.106.133,13

Cash Flow (CF) = Rp. 88.577.868.205,12

Salvage Value (SV) = Rp. 28.946.156.583

DCFR = 23,99 %

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



Grafik BEP dan SDP

Gambar 4.4. Grafik BEP dan SDP

BAB V

KESIMPULAN

Pabrik *Maleic Anhydride* dari *Butane* dan Udara ini digolongkan pabrik beresiko rendah meskipun dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi tinggi. Hasil evaluasi ekonomi pabrik *Maleic Anhydride* pada kapasitas 40.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 5.1. Hasil evaluasi ekonomi

Parameter kelayakan	Hasil hitungan	Standart Kelayakan
Keuntungan (sebelum pajak)	Rp. 73.204.583.220,13	
Keuntungan (setelah pajak)	Rp. 36.602.291.610,07	
ROI (sebelum pajak)	22,76 %	Minimum 11% (Aries Newton, 1954)
ROI (setelah pajak)	11,38 %	
POT (sebelum pajak)	3,05 tahun	
POT (setelah pajak)	4,68 tahun	
BEP	48,80 %	40% - 60%
SDP	19,88 %	< BEP
DCFR	23,99 %	> bunga Bank (1,5 kali bunga bank)
Zakat	Rp. 915.057.290,251	2,5 % dari keuntungan setelah pajak

Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik *Maleic Anhydride* dari *Butane* dan Udara dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik, "Data Ekspor Impor", Jakarta, Indonesia, 2004.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, 2nd ed., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering Design*, 6th ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A., et al, 1980, *Principles of Unit Operation*, second edition, John Wiley and Sons, New York.
- Garret, D. E., 1989, *Chemical Engineering Economics*, Van Nostrand Reinhold, New York.
- Hesse, W.L., Keyes, D. B. and Clark, R.L., 1975, *Industrial Chemical*, second second edition, John Willey, and Son, Inc., New York, London.
- Kern, D. Q., 1983, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1985, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Interscience Encyclopedia Inc., New York.
- Lange's, "Handbook of Chemistry", third edition, Mc. Graw-Hill Book Company.
- Levenspiel, O., 1962, *Chemical Reaction Engineering*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, Vol 1,2,3, Gulf Publishing Co., Houston.

Marlin, T. E., *Process Control, Designing Process and Control Systems for Dynamic Performance*, McGraw-Hill, Inc, New York.

Perry, J.H., and Chilton, C.H., 1973, *Chemical Engineer's Hand Book*, 5th ed., Mc.Graw Hill Book Co. Inc., New York.

Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., 1968, *Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*, 3rd ed., Mc.Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Powell, S., *Water Conditions for Industry*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.

Rase, H. F., *Chemical Reactor Design for Process Plant, vol.1 and 2, principles and Techniques*, Willey Interscience publication, John Willey and Son, inc., New York, 1977.

Reid, R.G, Pranstuite, R.M., and Poling, B.E., *The Properties of Gases and Liquid*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York, 1987.

Smith J.M. and Van Ness H. C., *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*, 3rd edition, Mc. Graw Hill Kagokusha Ltd, Tokyo, 1975.

Stephenson, R. M., *Introduction to Chemical Process Industries*, Reinhold Publishing Cooperation, Holland, 1966.

Treyball, R. E., *Mass Transfer Operation*, International Student Edition, Kogakusha Company, Tokyo, 1955.

www.Mache.com, “*Indecs of Material and Calculation*”

www.pubs.acs.org, “*Industrial Engineering Chemical Research, vol. 26, no.1, 1987*”.

REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan Butane dengan Udara untuk menghasilkan Maleic Anhydride

Jenis : Reaktor *fixed bed* multitubular

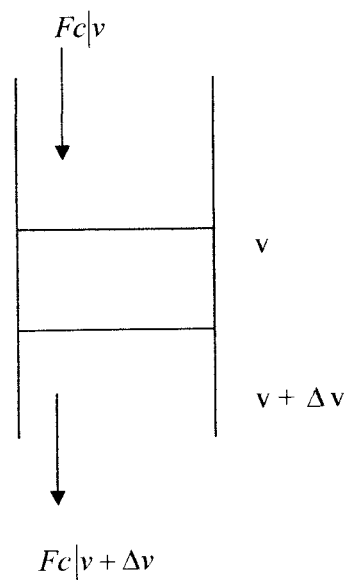
Kondisi operasi : Non adiabatik, non isothermal pada tekanan 19.7 atm dan 393 °C

Katalisator : V_2O_5

Pendingin : Dowterm dengan aliran cocurrent terhadap aliran umpan

1. Neraca Massa pada Elemen Volume

Ditinjau untuk 1 pipa



Input – Output = Akumulasi

a. Neraca Massa $C_4H_2O_3$

$$Fc|v - Fc|v + \Delta v + rc \Delta v = 0$$

$$Fc|_v - Fc|_{v + \Delta v} = -rc \Delta v$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} Fc \left|_v - Fc \right|_{v + \Delta v} = -rc$$

Tebal tumpukan katalis = z

Diameter pipa = ID

$$dv = d \left[\frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Z}{4} \right]$$

$$dv = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot dz$$

$$\frac{dFc}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot rc$$

$$Fc = F_{A0} \cdot x_1$$

$$dFc = d (F_{A0} \cdot x_1) = F_{A0} \cdot dx_1$$

$$F_{A0} \frac{dx_1}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot rc$$

$$\frac{dx_1}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot \frac{rc}{F_{A0}}$$

dimana :

F_{A0} = Kecepatan mol n-C₄H₁₀ mula-mula, kmol/s

x_1 = Konversi n-C₄H₁₀ menjadi C₄H₂O₃

Δv = Elemen Volume, m³

Fc = Kecepatan mol C₄H₂O₃, Kmol/s

rc = Kecepatan terbentuknya C₄H₂O₃ dalam elemen volume, kmol/m³s

b. Neraca Massa CO₂

$$Fd|_v - Fd|_{v + \Delta v} + rd \Delta v = 0$$

$$Fd|_v - Fd|_{v + \Delta v} = -rd \Delta v$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} Fd \Big|_v - Fd \Big|_{v + \Delta v} = -rd$$

Tebal tumpukan katalis = z

Diameter pipa = ID

$$dv = d \left[\frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Z}{4} \right]$$

$$dv = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot dz$$

$$\frac{dFd}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] rd$$

$$Fd = 4 F_{A0} \cdot x_2$$

$$dFd = d (F_{A0} \cdot x_2) = F_{A0} \cdot dx_2$$

$$F_{A0} \frac{dx_2}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] rd$$

$$\frac{dx_2}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot \frac{rd}{4 \cdot F_{A0}}$$

dimana :

F_{A0} = Kecepatan mol n-C₄H₁₀ mula-mula, kmol/s

x_2 = Konversi n-C₄H₁₀ menjadi CO₂

Δv = Elemen Volume, m³

Fd = Kecepatan mol CO₂, Kmol/s

rd = Kecepatan terbentuknya CO₂ dalam elemen volume, kmol/m³s

c. Neraca Massa CO

$$Fe|_v - Fe|_{v + \Delta v} + re \Delta v = 0$$

$$Fe|_v - Fe|_{v + \Delta v} = -re \Delta v$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} Fe \Big|_v - Fe \Big|_{v + \Delta v} = -re$$

Tebal tumpukan katalis = z

Diameter pipa = ID

$$dv = d \left[\frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Z}{4} \right]$$

$$dv = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot dz$$

$$\frac{dFe}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot re$$

$$Fe = 4 F_{A0} \cdot x_3$$

$$dFe = d (F_{A0} \cdot x_3) = F_{A0} \cdot dx_3$$

$$F_{A0} \frac{dx_3}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot re$$

$$\frac{dx_3}{dz} = \left[\frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] \cdot \frac{re}{4 \cdot F_{A0}}$$

dimana :

F_{A0} = Kecepatan mol n-C₄H₁₀ mula-mula, kmol/s

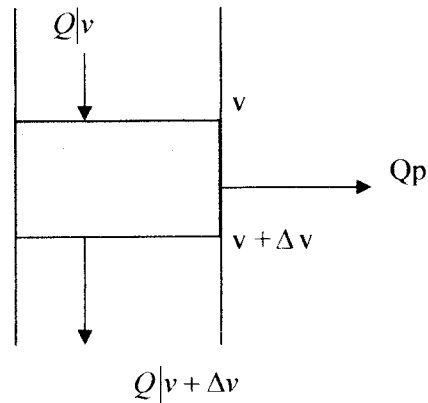
x_3 = Konversi n-C₄H₁₀ menjadi CO

Δv = Elemen Volume, m³

Fe = Kecepatan mol CO, Kmol/s

re = Kecepatan terbentuknya CO dalam elemen volume, kmol/m³s

2. Neraca panas



Q = Panas yang dibawa oleh bahan, kJ/jam

Q_R = Panas yang timbul karena reaksi dalam sistem, kJ/m³.s

Q_p = Kecepatan transfer panas volumetrik, kJ/m³.s

Input – Output + panas yang timbul dalam sistem = Akumulasi

Kecepatan panas masuk = $Q|_v$

Kecepatan panas keluar = $Q|_{v + \Delta v} + Q_p \cdot \Delta v$

Panas yang timbul dalam sistem = $Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3}$

$$Q|_v - (Q|_{v + \Delta v} + Q_p \cdot \Delta v) + (Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3}) = 0$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{Q|_v - Q|_{v + \Delta v}}{\Delta v} = -(Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3}) + Q_p$$

$$-\frac{dQ}{dv} = -(Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3}) + Q_p$$

F_i = Kecepatan mol masing-masing bahan, kmol/s

C_{pgi} = Kapasitas panas masing-masing bahan, kJ/kmol.K

T_g = Suhu bahan, K

T_{reff} = Suhu referensi, K

$$Q = -\sum F_i C_{pgi} \frac{dT_g}{dv} = -\sum Q_R + Q_p$$

$$-\frac{dQ}{dv} = \frac{d}{dv} \sum F_i C_{pgi} (T_g + T_{reff})$$

$\sum F_i C_{pgi}$ dianggap tetap

$$-\sum F_i C_{pgi} \frac{dT_g}{dv} = -\sum Q_R + Q_p$$

Ud = Koefisien transfer panas, kJ/m².s.K

Tg = Suhu gas, K

Tp = Suhu pendingin, K

$$\sum Q_R = (-r_1) \Delta H_{R1} + (-r_2) \Delta H_{R2} + (-r_3) \Delta H_{R3}$$

$$Q_p = \frac{\text{Luas shell}}{\text{Volumeshell}} Ud (T_g - T_p)$$

$$= \frac{\pi \cdot OD \Delta z}{\Delta v} Ud (T_g - T_p)$$

$$-\sum F_i C_{pgi} \frac{dT_g}{\left(\frac{\pi \cdot ID^2}{4}\right) dz} = -\sum ((-r_i) \Delta H_{Ri}) + \frac{\pi \cdot OD \cdot dz}{\left(\frac{\pi \cdot ID^2}{4}\right) dz} Ud (T_g - T_p)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{\sum ((-r_i) \Delta H_{Ri}) \left(\frac{\pi \cdot ID^2}{4}\right) - \pi \cdot OD \cdot Ud (T_g - T_p)}{\sum F_i C_{pgi}}$$

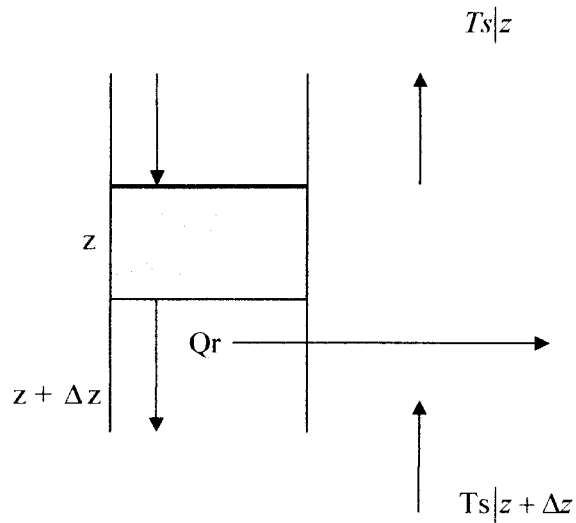
3. Neraca Panas pada Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A. Sifat-sifat fisis Dowtherm A:

- Tidak bereaksi kimiawi dengan logam
- Tidak beracun
- Stabil pada suhu 200 – 750 °F
- Cp = 0,11152 + 3,402 . 10⁻⁴ T, cal/gr.°K
- ρ = 1,3644 – 9,7073 . 10⁻⁴ T, gr/cm³

- $\mu = 35,5898 - 0,04212 T$, gr/cm.jam
- $k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4}$, cal/jam.cm.⁰K

Aliran pendingin dalam reaktor berlawanan arah dengan aliran gas.



Input – Output = Akumulasi

$$(\sum m.cP)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_o) + U_d .A(T - T_s) - (\sum m.cP)p.(T_s|_z - T_o) = 0$$

$$(\sum m.cP)p.(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = -U_d .A(T - T_s)$$

$$A = \pi . OD . \Delta z$$

$$(\sum m.cP)p(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) = -U_d .\pi . OD . \Delta z (T - T_s)$$

$$\frac{(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{-U_d .\pi . OD . (T - T_s)}{(m.cP)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{-UD .\pi . OD . (T - T_s)}{(m.cP)p}$$

lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{-UD\pi \cdot OD(T - T_s)}{(m.cP)p}$$

dimana:

dT_s/dz : perubahan suhu pendingin per satuan panjang
 $(\Sigma m.cP)p$: kapasitas panas pendingin

4. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) dipakai rumus 11.6, 11.7, 11.8, B (Rase, hal. 492)

sehingga :

$$\frac{gc \cdot dp}{Vs \cdot dz} = 150 \cdot \frac{(1-E)^2}{E^3} \cdot \frac{\mu}{Dp^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-E)}{E^3} \cdot \frac{G}{Dp}$$

$$fk = 1,75 + 150 \left(\frac{1-E}{Dp \cdot G / \mu} \right)$$

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{fk \cdot Gt^2}{Dp \cdot RM \cdot gc} \left(\frac{1-E}{E^3} \right)$$

dimana:

Gt : kecepatan aliran massa gas dalam pipa, $gr/cm^2 \cdot jam$
 Dp : diameter partikel katalisator, cm
 Gc : gaya gravitasi, cm/jam
 E : porositas tumbukan katalisator
 μ : viskositas gas, $gr/cm \cdot jam$

5. Katalisator

Jenis : V_2O_5 (Vanadium Pentoksida)
 Bentuk : bola

Ukuran D : 0.005 m
Bulk density : $790 \text{ kg/m}^3 = 0,2 \text{ gr/cm}^3$

6. Pemilihan Pipa

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karena reaksinya eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar perpindahan panasnya besar. Diameter pipa dipilih agar perpindahan panas dapat berjalan dengan baik. Adanya partikel padatan dalam pipa akan meningkatkan koefisien transfer panas beberapa kali dibandingkan dengan pipa kosong.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu : hw/h , telah diteliti oleh Colburn's (Smith, Chemical Kinetics Engineering, hal 571) yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,1$

dimana:

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalisator

D_t : diameter tube

sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,5 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned}Dt &= \left(\frac{0.5}{0.1}\right) \\ &= 5 \text{ cm} \\ &= 1,9685 \text{ inch}\end{aligned}$$

dari hasil perhitungan tersebut maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik. (Kern)

Dari tabel 11 Kern, Process Heat Transfer, hal 844 dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut:

nominal pipe side	= 3.5 inch
out side diameter	= 8,8890 cm
inside diameter	= 7,793 cm
flow area per pipe	= 7.39351 inch ²
sc number	= 40

7. Mencari UD (Design Overall Coefficient)

hi untuk aliran turbulen dalam pipa dapat dihitung dengan rumus 6-2 Kern,

Process Heat Transfer, hal 103 :

$$hi = 0,027 \cdot \frac{k}{Di} \cdot (RE)^{0,8} (PR)^{1/3}$$

$$RE = \frac{GT \cdot DP}{\mu_R} \quad ; \quad PR = \frac{Cpm \cdot \mu R}{k}$$

dimana :

k: konduktivitas campuran gas, cal/j.m.k

$$k: \frac{\sum yi \cdot ki (Bmi)^{1/3}}{\sum yi \cdot (Bmi)^{1/3}} \quad (\text{perry, 5-ed.3-249})$$

keterangan:

B_{Mi} : berat molekul gas

y_i : fraksi mol

Re : bilangan Reynold

D_p : diameter partikel katalisator, cm

GT : kecepatan massa campuran gas, gr/jam²

μ_R : viskositas campuran gas, gr/dt.cm

$$: \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot (B_{Mi})^{1/2}}{\sum y_i \cdot (B_{Mi})^{1/2}} \quad (\text{perry, 5-ed. 3-249})$$

PR : prandtl number

C_p : kapasitas panas campuran gas, ml/g.mol.⁰K

$$: \sum C_{pi} \cdot y_i$$

μ_p : viskositas pendingin, gr/dt.cm

K_p : konduktivitas pendingin, cal/j.m.⁰K

ID : diameter dalam pipa, cm

Dari perhitungan sebelumnya untuk perbandingan D_p/D_t = 0,1 maka h_{iw}/h_i = 7. harga ini dari data hasil penelitian Colburn's (Smith, Chemical Engineering Kinetics, hal 511) sehingga:

$$h_i \text{ katalisator} = 7 \cdot h_i \text{ (tanpa katalisator)}$$

Harga h_o dapat dihitung dengan persamaan:

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{D_e} (RE_s)^{0,55} (PR_s)^{1/3}$$

dimana:

Kp : konduktivitas pendingin Dowtherm A. cal/j.m.⁰K

De : diameter shell, cm

REs : bilangan Reynolds = DE.GS/VP

PRs : bilangan Prandtl = CPP. μp/Kp

$$De : \frac{4.(Ptc^2 - \pi.O D^2) / 4}{\pi.O D}$$

$$Asi : \frac{ID.C L.B}{Ptc} \quad CL = Ptc-OD$$

$$B = 0,25 \times ID$$

$$Ptc = 1,25 \times OD$$

$$Gs : \frac{ms}{Asi}$$

dimana:

Cl : Clearance antar tube, cm

B : Baffle spacing, cm

Asi : Flow area shell, cm²

ms : Weight flow pendingin

Gs : Kecepatan massa dalam shell. G/j.cm²

Ptc : pitch

8. UC (Koefisien Overall pada Pipa Bersih)

$$UC = \frac{hio \times ho}{hio + ho}, \text{ cal / j.}^0 \text{ K.cm}^2$$

$$\text{dengan } hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

9. Dirty Factor/Fouling Factor (Rd)

Dari Kern, Process Heat Transfer, hal 845 diperoleh

Untuk uap organic, $R_d : 0,0005$

Untuk cairan organic, $R_d : 0,001$

$$\begin{aligned} R_d \text{ total} &= 0,0005 + 0,001 = 0,0015 \text{ ft}^2 \text{ j}^0 \text{ F/Btu} \\ &= 0,00307 \text{ J cm}^2 \text{ }^0 \text{ K/cal} \end{aligned}$$

sehingga:

$$\begin{aligned} UD &= \frac{UC}{R_d(UC + 1)}, \text{ cal / jcm}^2 \text{ }^0 \text{ K} \\ &= 1 / (0,00307 + 1) \\ &= 0,9969 \text{ cal / jcm}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

10. Menghitung Jumlah Pipa

Dihitung dengan persamaan 10.1 atau 10.2, Ludwig, E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant", Volume 3, halaman 25

Disusun Triangular pitch, dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{\left\{ (ID_s - K_1)^2 \cdot \pi / 4 + K_2 \right\} - Pitch (ID_s - K_1) (K_3 \cdot n + K_4)}{1,223 \cdot Pitch^2} \\ &= 2000 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dengan :

$$K_1 = 1,080$$

$$K_2 = -0,190$$

$$K_3 = 0.69$$

$$K_4 = 0.8$$

Nt = Jumlah tube dalam shell

ID_s = Diameter dalam shell

N = Jumlah pass tube

K = Konstanta yang tergantung ukuran tube dan lay out

11. Persamaan kecepatan reaksi (r)

Diperoleh dari Ind.Eng.Chem, volume 26, no 11, 1987, halaman 2238-2239

$$r_1 = k_1 (\theta_{O_2}) P_{But}$$

$$r_2 = k_2 (\theta_{O_2}) P_{But}$$

$$r_3 = k_3 (\theta_{O_2}) P_{But}$$

dengan :

$$r_1 = k_1 \frac{(K_{diss} \cdot P_{O_2})^{1/2}}{1 + (K_{diss} \cdot P_{O_2})^{1/2}} \cdot P_{But}$$

$$r_2 = k_2 \frac{K_{sorp} \cdot P_{O_2}}{1 + K_{sorp} \cdot P_{O_2}} \cdot P_{But}$$

$$r_3 = k_3 \frac{K_{sorp} \cdot P_{O_2}}{1 + K_{sorp} \cdot P_{O_2}} \cdot P_{But}$$

$$k_1 = 9,66 \times 10^{-5} \frac{\text{kmol}}{(\text{kg cat.s.Pa})}$$

$$k_2 = 1,72 \times 10^{-5} \frac{\text{kmol}}{(\text{kg cat.s.Pa})}$$

$$k_3 = 2,21 \times 10^{-5} \frac{\text{kmol}}{(\text{kg cat.s.Pa})}$$

$$E_1/R = 8677 \text{ K}$$

$$E_2/R = 8663 \text{ K}$$

$$E_3/R = 8940 \text{ K}$$

$$K_{\text{diss}} = 0,11 \times 10^{-5} \text{ Pa}^{-1}$$

$$K_{\text{sorpt}} = 0,42 \times 10^{-4} \text{ Pa}^{-1}$$

12. Penyelesaian Matematis

Dari permodelan matematis neraca massa, neraca panas, dan persamaan pendukung, diperoleh :

$$\frac{dx_1}{dz} = \left[\frac{\pi.ID^2}{4} \right] \cdot \frac{rc}{F_{A0}}$$

$$\frac{dx_2}{dz} = \left[\frac{\pi.ID^2}{4} \right] \cdot \frac{rd}{4.F_{A0}}$$

$$\frac{dx_3}{dz} = \left[\frac{\pi.ID^2}{4} \right] \cdot \frac{re}{4.F_{A0}}$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{\Sigma((-r_1) \cdot \Delta H_{Ri}) \left(\frac{\pi.ID^2}{4} \right) - \pi.OD.Ud.(T_g - T_p)}{\Sigma Fi.C_{pgi}}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = \frac{-UD\pi.OD(T - T_s)}{(mcP)_p}$$

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{fk.GI^2}{Dp.RM.gc} \left(\frac{1-E}{E^3} \right)$$

Selanjutnya, persamaan matematis dan persamaan pendukung yang telah diperoleh diselesaikan menggunakan program quick basic dengan metode runge kutta.

Hasil perhitungan reactor dengan program

```
CLS
PRINT " *****"
PRINT "          PRA RANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE"
PRINT "          REAKTOR FIXED BED MULTITUBULAR"
PRINT "          PENDINGIN DOWTERM A COUNTERCURRENT"
PRINT "          METODE PENYELESAIAN RUNGE KUTTA "
PRINT " *****"
PRINT " "
PRINT "          Oleh : Yoga wisnu Wardani      NIM : 02521088"
PRINT "          Novita Yuniati S      NIM : 02521102"
PRINT " "
"
INPUT "Tekan Enter....."; A$

phi = 3.14159: R = .082057: 'm^3.atm/kgmol/K

'Umpan Reaktor, kml/jam
F10 = 88.4219: 'n-C4H10
F20 = 8.8422: 'i-C4H10
F30 = 427.3725: 'O2
F40 = 1607.7346#: 'N2
F50 = 0: 'C4H2O3
F60 = 0: ' CO2
F70 = 0: 'CO
F80 = 56.6296: 'H2O
Ftot0 = F10 + F20 + F30 + F40 + F50 + F60 + F70 + F80

'Berat molekul, kg/kmol
BM1 = 58.124336#:
BM2 = 58.124336#:
BM3 = 32:
BM4 = 28:
BM5 = 98.06:
BM6 = 44:
BM7 = 28:
BM8 = 18.02

'Umpan Reaktor, kg/jam
W10 = F10 * BM1:
W20 = F20 * BM2:
W30 = F30 * BM3:
W40 = F40 * BM4:
W50 = F50 * BM5:
W60 = F60 * BM6:
W70 = F70 * BM7:
W80 = F80 * BM8:
Wtot0 = W10 + W20 + W30 + W40 + W50 + W60 + W70 + W80

'Katalis V2O5
Dp = .005: 'm
H = .005: 'm
rhob = 790: 'Kg/m3
pore = .54: 'Porositas
```

Yoga Wisnu Wardani 02521088
Novita Yuniati Sutami 02521102

Rd = .003 / .005671: 'Faktor pengotoran, m2.s/K/KJ
Dt = Dp / .15:

'Spesifikasi Reaktor

REM Bagian Tube

IDa = 3.068: 'inch
ODa = 3.5: 'inch
ID = IDa * .0254: 'm
OD = ODa * .0254: 'm
Pt = 1.25 * OD: 'm
Cl = Pt - OD: 'm
Dta = Dp / .5: 'm
Atp = (phi * (ID ^ 2)) / 4: 'luas area per pipa, m2
Re = 5000:
Nt = 2000: 'pipa
At = Nt * Atp: 'm2
G = Wtot0 / At: 'Kec Massa velocity, Kg/m2/jam

REM Bagian Shell

IDs = ((4 * Nt * (Pt ^ 2) * .866) / phi) ^ .5: 'm
Bs = .25 * IDs: 'm
Ass = (IDs * Bs * Cl) / Pt: 'm2
Des = 4 * (.5 * .866 * Pt ^ 2 - (.5 * phi * (OD ^ 2) / 4)) / .5 /
phi / OD: 'm

'Kondisi awal Reaktor

Tf = 666.15: 'K
Tpf = 600: 'K
Pf = 19.7: 'atm

'Pendingin

Wp = 36000'kg/jam
Gp = Wp / Ass: 'Kg/jam/m2

Myup = (35.5898 - (.04212 * Tpf)) * .001 * 3600: 'kg/jam/m
cpp = (.11152 + (.0003402# * Tpf)) * 4.184 * .238846: 'kkal/kg/K
Kp = (.54355 - (.0005876 * Tpf)) * 4.184 * .001 * .238846 * 3600:
'kkal/jam/m/K
rhop = (1.4 + (-.0010368 * Tpf)) * 1000: 'kg/m^3
Res = (Gp * Des) / Myup

PRINT : PRINT

PRINT "Spesifikasi Reaktor Fixed Bed Multitubes"

PRINT "*****"

PRINT " "

PRINT "Diameter Luar Tube :"; TAB(27); OD; TAB(43); "meter"
PRINT "Diameter Dalam Tube :"; TAB(27); ID; TAB(43); "meter"
PRINT "Triangular pitch :"; TAB(27); Pt; TAB(43); "meter"
PRINT "Clearance :"; TAB(27); Cl; TAB(43); "meter"
PRINT "Diameter Dalam Shell :"; TAB(27); IDs; TAB(43); "meter"
PRINT "Jarak Buffle :"; TAB(27); Bs; TAB(43); "meter"
PRINT "Jumlah tube :"; TAB(27); Nt; TAB(43); "pipa"
PRINT "Luas Shell :"; TAB(27); Ass; TAB(43);
"meter2"
PRINT "Luas Tube :"; TAB(27); At; TAB(43); "meter2"

```
PRINT "Luas Per Tube           :"; TAB(27); Atp; TAB(43);
"meter2"
PRINT "Massa Pendingion masuk  :"; TAB(27); Wp; TAB(43); "kg/jam"
PRINT "Massa umpan Total       :"; TAB(27); Wtot0; TAB(43);
"kg/jam"
```

```
PRINT ""
INPUT "tekan enter..."; A$
PRINT ""
PRINT "Kondisi Masuk Reaktor"
PRINT "*****"
PRINT "Temperatur umpan           :"; Tf; "K"
PRINT "Temperatur pendingin       :"; Tpf; " K"
PRINT "Tekanan                     :"; Pf; " atm"
```

```
PRINT ""
INPUT "tekan enter..."; A$
PRINT ""
PRINT STRING$(60, "=")
PRINT " Komponen           Kec.Alir(kg/jam)
Kec.Alir(kmol/jam)"
PRINT STRING$(60, "=")
PRINT USING "n-C4H10      =   #####.####"; W10;
PRINT USING "           =   #####.####"; F10
PRINT USING "i-C4H10      =   #####.####"; W20;
PRINT USING "           =   #####.####"; F20
PRINT USING "O2           =   #####.####"; W30;
PRINT USING "           =   #####.####"; F30
PRINT USING "N2           =   #####.####"; W40;
PRINT USING "           =   #####.####"; F40
PRINT USING "C4H2O3         =   #####.####"; W50;
PRINT USING "           =   #####.####"; F50
PRINT USING "CO2          =   #####.####"; W60;
PRINT USING "           =   #####.####"; F60
PRINT USING "CO           =   #####.####"; W70;
PRINT USING "           =   #####.####"; F70
PRINT USING "H2O          =   #####.####"; W80;
PRINT USING "           =   #####.####"; F80
PRINT STRING$(60, "-")
PRINT USING "Umpan Total =   #####.####"; Wtot0;
PRINT USING "           =   #####.####"; Ftot0
PRINT ""
INPUT "Tekan enter..."; A$
```

```
'Fraksi Mol Gas Awal
Ym10 = F10 / Ftot0;
Ym20 = F20 / Ftot0;
Ym30 = F30 / Ftot0;
Ym40 = F40 / Ftot0;
Ym50 = F50 / Ftot0;
Ym60 = F60 / Ftot0;
Ym70 = F70 / Ftot0;
Ym80 = F80 / Ftot0;
Ymcamp0 = Ym10 + Ym20 + Ym30 + Ym40 + Ym50 + Ym60 + Ym70 + Ym80
```

```
'Berat Campuran Gas Awal, kg/mol
```



```

BMcamp0 = (Ym10 * BM1) + (Ym20 * BM2) + (Ym30 * BM3) + (Ym40 *
BM4) + (Ym50 * BM5) + (Ym60 * BM6) + (Ym70 * BM7) + (Ym80 * BM8)

'Densitas Campuran Gas Awal
rhocamp0 = Pf * BMcamp0 / R / Tf

'Viskositas Campuran Gas Awal, kg/m/jam
atasa = 0: bawaha = 0
Myu01 = .0566 * .001 * 3600:
Myu02 = .0522 * .001 * 3600:
Myu03 = .133 * .001 * 3600:
Myu04 = .113 * .001 * 3600:
Myu05 = .0643 * .001 * 3600:
Myu06 = .106 * .001 * 3600:
Myu07 = .113 * .001 * 3600:
Myu08 = -.0133 * .001 * 3600:
atasa = atasa + (Ym10 * Myu01 * (BM1 ^ .5)) + (Ym20 * Myu02 * (BM2
^ .5))
atasa = atasa + (Ym30 * Myu03 * (BM3 ^ .5)) + (Ym40 * Myu04 * (BM4
^ .5))
atasa = atasa + (Ym50 * Myu05 * (BM5 ^ .5)) + (Ym60 * Myu06 * (BM6
^ .5))
atasa = atasa + (Ym70 * Myu07 * (BM7 ^ .5)) + (Ym80 * Myu08 * (BM8
^ .5))

bawaha = bawaha + (Ym10 * (BM1 ^ .5)) + (Ym20 * (BM2 ^ .5))
bawaha = bawaha + (Ym30 * (BM3 ^ .5)) + (Ym40 * (BM4 ^ .5))
bawaha = bawaha + (Ym50 * (BM5 ^ .5)) + (Ym60 * (BM6 ^ .5))
bawaha = bawaha + (Ym70 * (BM7 ^ .5)) + (Ym80 * (BM8 ^ .5))

Myucamp0 = atasa / bawaha
'G = Re * Myucamp0 / Dt

PRINT : PRINT
PRINT "BM Camapuran      =" ; TAB(20); BMcamp0; TAB(35); "kg/kmol"
PRINT "Densitas          =" ; TAB(20); rhocamp0; TAB(35); "kg/m3"
PRINT "Viskositas        =" ; TAB(20); Myucamp0; TAB(35);
"kg/m/jam"

'RUNGE KUTTA NJELEHI BANGET !!!!!!!

PRINT STRING$(80, "=")
PRINT "      z(m)          x1          x2          x3          T(K)          T(P)
P(atm)"
PRINT STRING$(80, "-")
A$ = "###.####      #.####      #.####      #.####      ###.####
###.####      ###.####      "
z0 = 0: x10 = 0: x20 = 0: x30 = 0: T0 = Tf: Tp0 = Tpf: P0 = Pf: dz
= .05

1000
z = z0: x1 = x10: x2 = x20: x3 = x30: T = T0: Tp = Tp0: P = P0
GOSUB 2000
iprint = I / 6
IF iprint = INT(iprint) THEN PRINT USING A$; z; x1; x2; x3; T; Tp;
P

```

```
J1 = dx1dz * dz:  
K1 = dx2dz * dz:  
L1 = dx3dz * dz:  
C1 = dtdz * dz:  
D1 = dtpdz * dz:  
E1 = dpdz * dz:  
z = z0 + dz / 2:  
x1 = x10 + J1 / 2:  
x2 = x20 + K1 / 2:  
x3 = x30 + L1 / 2:  
T = T0 + C1 / 2:  
Tp = Tp0 + D1 / 2:  
P = P0 + E1 / 2  
GOSUB 2000
```

```
J2 = dx1dz * dz:  
K3 = dx2dz * dz:  
L4 = dx3dz * dz:  
C2 = dtdz * dz:  
D2 = dtpdz * dz:  
E2 = dpdz * dz:  
z = z0 + dz / 2:  
x1 = x10 + J2 / 2:  
x2 = x20 + K2 / 2:  
x3 = x30 + L3 / 2:  
T = T0 + C2 / 2:  
Tp = Tp0 + D2 / 2:  
P = P0 + E2 / 2  
GOSUB 2000
```

```
J3 = dx1dz * dz:  
K3 = dx2dz * dz:  
L3 = dx3dz * dz:  
C3 = dtdz * dz:  
D3 = dtpdz * dz:  
E3 = dpdz * dz:  
z = z0 + dz:  
x1 = x10 + J3:  
x2 = x30 + K3:  
x3 = x30 + L3:  
T = T0 + C3:  
Tp = Tp0 + D3:  
P = P0 + E3  
GOSUB 2000
```

```
J4 = dx1dz * dz:  
K2 = dx2dz * dz:  
L3 = dx3dz * dz:  
C4 = dtdz * dz:  
D4 = dtpdz * dz:  
E4 = dpdz * dz:  
z = z0 + dz  
x1 = x10 + ((J1 + 2 * J2 + 2 * J3 + J4) / 6)  
x2 = x20 + ((K1 + 2 * K2 + 2 * K3 + K4) / 6)  
x3 = x30 + ((L1 + 2 * L2 + 2 * L3 + L4) / 6)
```

```

T = T0 + ((C1 + 2 * C2 + 2 * C3 + C4) / 6)
Tp = Tp0 + ((D1 + 2 * D2 + 2 * D3 + D4) / 6)
P = P0 + ((E1 + 2 * E2 + 2 * E3 + E4) / 6):
I = I + 1
IF (x1 + x2 + x3 >= .9574) THEN 1500
z0 = z: x10 = x1: x20 = x2: x30 = x3: T0 = T: Tp0 = Tp: P0 = P

GOTO 1000

1500
z = z0: x1 = x10: x2 = x20: x3 = x30: T = T0: Tp = Tp0: P = P0:
xtot = x10 + x20 + x30

PRINT USING A$; z; x1; x2; x3; T; Tp; P
PRINT STRING$(80, "=")
INPUT "Tekan Enter..."; ENT$
PRINT : PRINT
PRINT "Kondisi Setelah Keluar Reaktor:"
PRINT "*****"
PRINT ""
PRINT USING "Suhu gas keluar reaktor           = #####.#### K"; T
PRINT USING "Suhu Pendingin Masuk Reaktor       = #####.#### K"; Tp
PRINT USING "Konversi Reaksi Total                 = #####.####"; (x1
+ x2 + x3)
PRINT USING "Tekanan Gas Keluar Reaktor           = #####.#### atm";
P
PRINT USING "Pressure Drop dalam Tube Side       = #####.#### atm";
(Pf - P)
PRINT USING "Pressure Drop dalam Shell Side      = #####.#### atm";
delps

INPUT "tekan enter..."; A$
PRINT ""
PRINT STRING$(60, "-")
PRINT "Komponen          Kec.Alir(kmol/jam)      Kec.Alir, (kg/jam) "
PRINT STRING$(60, "-")
PRINT USING "n-C4H10          = #####.####"; F1;
PRINT USING "          #####.####"; W1
PRINT USING "i-C4H10          = #####.####"; F2;
PRINT USING "          #####.####"; W2
PRINT USING "O2              = #####.####"; F3;
PRINT USING "          #####.####"; W3
PRINT USING "N2              = #####.####"; F4;
PRINT USING "          #####.####"; W4
PRINT USING "C4H2O3          = #####.####"; F5;
PRINT USING "          #####.####"; W5
PRINT USING "CO2             = #####.####"; F6;
PRINT USING "          #####.####"; W6
PRINT USING "CO              = #####.####"; F7;
PRINT USING "          #####.####"; W7
PRINT USING "H2O             = #####.####"; F8;
PRINT USING "          #####.####"; W8
PRINT STRING$(60, "=")
PRINT USING "Umpan Total = #####.####"; Ftot;
PRINT USING "          #####.####"; Wtot

```

```

INPUT "Tekan enter..."; A$
PRINT : PRINT
PRINT ""
PRINT "Densitas Campuran Gas Awal      ="; rhocamp0; "kg/m3"
PRINT "BM Campuran Gas                  ="; BMcamp; "kg/kmol"
PRINT "Densitas Campuran Gas            ="; rhocamp; "kg/m3"
PRINT "Viskositas Campuran Gas          ="; Myucamp; "Kg/m/jam"

END

2000
'Kompilasi Gas pada saat konversi x
F1 = F10 - (F10 * (x1 + x2 + x3)): W1 = F1 * BM1
F2 = F20: W2 = F2 * BM2
F3 = F30 - (3.5 * F10 * x1) - (6.5 * F10 * x2) - (4.5 * F10 *
x3): W3 = F3 * BM3
F4 = F40: W4 = F4 * BM4
F5 = F10 * x1: W5 = F5 * BM5
F6 = 4 * F10 * x2: W6 = F6 * BM6
F7 = 4 * F10 * x3: W7 = F7 * BM7
F8 = F80 + (4 * F10 * x1) + (5 * F10 * x2) + (5 * F10 * x3): W8 =
F8 * BM8
Ftot = F1 + F2 + F3 + F4 + F5 + F6 + F7 + F8
Wtot = W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 + W7 + W8
Ym1 = F1 / Ftot: YM2 = F2 / Ftot: Ym3 = F3 / Ftot: YM4 = F4 /
Ftot:
Ym5 = F5 / Ftot: YM6 = F6 / Ftot: Ym7 = F7 / Ftot: YM8 = F8 /
Ftot:

'Berat Molekul dan Densitas Gas Campuran
BMcamp = (Ym1 * BM1) + (YM2 * BM2) + (Ym3 * BM3) + (YM4 * BM4) +
(Ym5 * BM5) + (YM6 * BM6) + (Ym7 * BM7) + (YM8 * BM8)
rhocamp = P * BMcamp / R / T

'Kapasitas Panas gas, kkal/kg/K
cpg1 = 4.184 * .2389 * (20.056 + (.28153 * Tf) + (-1.3143E-05 *
(Tf ^ 2)) + (-9.4571E-08 * (Tf ^ 3)) + (3.449E-11 * (Tf ^ 4)))
cpg2 = 4.184 * .2389 * (6.772 + (.34147 * Tf) + (-1.0271E-04 *
(Tf ^ 2)) + (-3.6849E-08 * (Tf ^ 3)) + (2.04297E-11 * (Tf ^ 4)))
cpg3 = 4.184 * .2389 * (29.5569 + (-.0088999 * Tf) + (3.803E-05 *
(Tf ^ 2)) + (-3.2629E-08 * (Tf ^ 3)) + (8.8607E-12 * (Tf ^ 4)))
cpg4 = 4.184 * .2389 * (29.342 + (-3.59395E-03 * Tf) + (1.0076E-
05 * (Tf ^ 2)) + (-4.3116E-09 * (Tf ^ 3)) + (2.5935E-13 * (Tf ^
4)))
cpg5 = 4.184 * .2389 * (-72.015 + (1.0423 * Tf) + (-.0018716 *
(Tf ^ 2)) + (1.6527E-06 * (Tf ^ 3)) + (-5.5647E-10 * (Tf ^ 4)))
cpg6 = 4.184 * .2389 * (27.437 + (.042315 * Tf) + (-1.9555E-05 *
(Tf ^ 2)) + (3.9968E-09 * (Tf ^ 3)) + (-2.9872E-13 * (Tf ^ 4)))
cpg7 = 4.184 * .2389 * (29.556 + (-6580.7 * Tf) + (2.013E-05 *
(Tf ^ 2)) + (-1.2227E-08 * (Tf ^ 3)) + (2.2617E-12 * (Tf ^ 4)))
cpg8 = 4.184 * .2389 * (33.933 + (-.0084196 * Tf) + (2.9906E-05 *
(Tf ^ 2)) + (-1.7825E-08 * (Tf ^ 3)) + (3.6934E-12 * (Tf ^ 4)))
cpgcamp = cpgcamp + (cpg1 * Ym1 / BM1) + (cpg2 * YM2 / BM2) +
(cpg3 * Ym3 / BM3) + (cpg4 * YM4 / BM4) + (cpg5 * Ym5 / BM5) +
(cpg6 * YM6 / BM6) + (cpg7 * Ym7 / BM7) + (cpg8 * YM8 / BM8)

```

$$fcp = pcp + F1 * cpg1 + F2 * cpg2 + F3 * cpg3 + F4 * cpg4 + F5 * cpg5 + F6 * cpg6 + F7 * cpg7 + F8 * cpg8$$

'Viskositas Gas, kg/m/jam

$$\begin{aligned} \text{atas1} &= 0: \text{bawah1} = 0 \\ \text{Myu1} &= .0566: \\ \text{Myu2} &= .0552: \\ \text{Myu3} &= .133: \\ \text{Myu4} &= .113: \\ \text{Myu5} &= .0643: \\ \text{Myu6} &= .106: \\ \text{Myu7} &= .113: \\ \text{Myu8} &= -.0133: \\ \text{atas1} &= \text{atas1} + (\text{Ym1} * \text{Myu1} * (\text{BM1} \wedge .5)) + (\text{YM2} * \text{Myu2} * (\text{BM2} \wedge .5)) \\ \text{atas1} &= \text{atas1} + (\text{Ym3} * \text{Myu3} * (\text{BM3} \wedge .5)) + (\text{YM4} * \text{Myu4} * (\text{BM4} \wedge .5)) \\ \text{atas1} &= \text{atas1} + (\text{Ym5} * \text{Myu5} * (\text{BM5} \wedge .5)) + (\text{YM6} * \text{Myu6} * (\text{BM6} \wedge .5)) \\ \text{atas1} &= \text{atas1} + (\text{Ym7} * \text{Myu7} * (\text{BM7} \wedge .5)) + (\text{YM8} * \text{Myu8} * (\text{BM8} \wedge .5)) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{bawah1} &= \text{bawah1} + (\text{Ym1} * (\text{BM1} \wedge .5)) + (\text{YM2} * (\text{BM2} \wedge .5)) \\ \text{bawah1} &= \text{bawah1} + (\text{Ym3} * (\text{BM3} \wedge .5)) + (\text{YM4} * (\text{BM4} \wedge .5)) \\ \text{bawah1} &= \text{bawah1} + (\text{Ym5} * (\text{BM5} \wedge .5)) + (\text{YM6} * (\text{BM6} \wedge .5)) \\ \text{bawah1} &= \text{bawah1} + (\text{Ym7} * (\text{BM7} \wedge .5)) + (\text{YM8} * (\text{BM8} \wedge .5)) \end{aligned}$$

$$\text{Myucamp} = \text{atas1} / \text{bawah1}$$

'Konduktivitas Panas Gas, kkal/jam/m/K

$$\begin{aligned} \text{K}(1) &= .2398 * \text{Myu1} * ((\text{cpg1} / .2389 / \text{BM1}) + 10.4 / \text{BM1}) \\ \text{K}(2) &= .2398 * \text{Myu2} * ((\text{cpg2} / .2389 / \text{BM2}) + 10.4 / \text{BM2}) \\ \text{K}(3) &= .2398 * \text{Myu3} * ((\text{cpg3} / .2389 / \text{BM3}) + 10.4 / \text{BM3}) \\ \text{K}(4) &= .2398 * \text{Myu4} * ((\text{cpg4} / .2389 / \text{BM4}) + 10.4 / \text{BM4}) \\ \text{K}(5) &= .2398 * \text{Myu5} * ((\text{cpg5} / .2389 / \text{BM5}) + 10.4 / \text{BM5}) \\ \text{K}(6) &= .2398 * \text{Myu6} * ((\text{cpg6} / .2389 / \text{BM6}) + 10.4 / \text{BM6}) \\ \text{K}(7) &= .2398 * \text{Myu7} * ((\text{cpg7} / .2389 / \text{BM7}) + 10.4 / \text{BM7}) \\ \text{K}(8) &= .2398 * \text{Myu8} * ((\text{cpg8} / .2389 / \text{BM8}) + 10.4 / \text{BM8}) \\ \text{atas2} &= \text{atas2} + \text{K}(1) * \text{Ym1} * \text{BM1} \wedge (1 / 2) + \text{K}(2) * \text{YM2} * \text{BM2} \wedge (1 / 2) \\ \text{atas2} &= \text{atas2} + \text{K}(3) * \text{Ym3} * \text{BM3} \wedge (1 / 2) + \text{K}(4) * \text{YM2} * \text{BM4} \wedge (1 / 2) \\ \text{atas2} &= \text{atas2} + \text{K}(5) * \text{Ym5} * \text{BM5} \wedge (1 / 2) + \text{K}(6) * \text{YM2} * \text{BM6} \wedge (1 / 2) \\ \text{atas2} &= \text{atas2} + \text{K}(7) * \text{Ym7} * \text{BM7} \wedge (1 / 2) + \text{K}(8) * \text{YM2} * \text{BM8} \wedge (1 / 2) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{bawah2} &= \text{bawah2} + \text{Ym1} * \text{BM1} \wedge (1 / 3) + \text{YM2} * \text{BM2} \wedge (1 / 3) \\ \text{bawah2} &= \text{bawah2} + \text{Ym3} * \text{BM3} \wedge (1 / 3) + \text{YM4} * \text{BM4} \wedge (1 / 3) \\ \text{bawah2} &= \text{bawah2} + \text{Ym5} * \text{BM5} \wedge (1 / 3) + \text{YM6} * \text{BM6} \wedge (1 / 3) \\ \text{bawah2} &= \text{bawah2} + \text{Ym7} * \text{BM7} \wedge (1 / 3) + \text{YM8} * \text{BM8} \wedge (1 / 3) \end{aligned}$$

$$\text{Kcamp} = 4.184 * .001 * .2389 * 3600 * \text{atas2} / \text{bawah2}$$

'Viskositas, kapasitas panas & Konduktivitas pendingin

Myup = (35.5898 - (.04212 * Tpf)) * .001 * 3600: 'kg/jam/m
cpp = (.11152 + (.0003402# * Tpf)) * 4.184 * .238846: 'kkal/kg/K
Kp = (.54355 - (.0005876 * Tpf)) * 4.184 * .001 * .238846 * 3600:
'kkal/jam/m/K
rhop = (1.4 + (-.0010368 * Tpf)) * 1000: 'kg/m³

'Bilangan reynold gas pendingin

Ret = Dpar * Gt / Myucamp:
Prt = cpvcamp * Myucamp / Kcamp
Res = Des * Gp / Myup:
Prs = cpp * Myup / Kp

'Koefisien transfer panas, kkal/jam/m²/K

Hi = .27 * 7.8 * (Kcamp / ID) * (ID * G / Myucamp) ^ .8 * Prt ^
(1 / 3)
Ho = .36 * (Kp / Des) * Res ^ .55 * Prs ^ (1 / 3)
Hio = Hi * ID / OD
Uc = Hio * Ho / (Hio / Ho)
Rds = .00081
Ud = Uc / (1 + Rds * Uc)

'Panas Reaksi, kkal / kmol

dhr1 = -1260600! * .238846:
dhr2 = -1526000! * .238846:
dhr3 = -2658600! * .238846:

'Tekanan parsial

Poks = Ym3 * Pf: 'atm
Pbut = Ym1 * Pf: 'atm

'Konstanta kecepatan reaksi, kmol/kgkat/jam/atm

Ko1 = .0000966 / 9.86923E-06
Ko2 = .0000172 / 9.86923E-06
Ko3 = .0000221 / 9.86923E-06
Kdiss = .0000011 / 9.86923E-06 'atm⁻¹
Ksorp = .000042 / 9.86923E-06 'atm⁻¹

teta1 = ((Kdiss * Poks) ^ (1 / 2)) / (1 + ((Kdiss * Poks) ^ (1 /
2)))

teta2 = (Ksorp * Poks) / (1 + (Ksorp * Poks))

'Kecepatan Reaksi, kmol/kgkat/jam

'R1 = Ko1 * (((Kdiss * Poks) ^ (1 / 2)) / (1 + ((Kdiss * Poks) ^
(1 / 2)))) * Pbut

'R2 = Ko2 * ((Ksorp * Poks) / (1 + (Ksorp * Poks))) * Pbut

'R3 = Ko3 * ((Ksorp * Poks) / (1 + (Ksorp * Poks))) * Pbut

R1 = Ko1 * teta1 * Pbut

R2 = Ko2 * teta2 * Pbut

R3 = Ko3 * teta2 * Pbut

```
'Persamaan Diferensial untuk x1,x2,x3
dx1dz = Nt * R1 * ((phi * (ID ^ 2)) / (4 * F10))
dx2dz = Nt * R2 * ((phi * (ID ^ 2)) / (16 * F10))
dx3dz = Nt * R3 * ((phi * (ID ^ 2)) / (16 * F10))

'Persamaan Diferensial untuk T
dt1dz = ((-R1 * dhr1) + (-R2 * dhr2) + (-R3 * dhr3))
dtdz = ((dt1dz * (phi * ID ^ 2 / 4) * rhob) - (phi * OD * Ud * (T
- Tp))) / ((cpg1 * F1) + (cpg2 * F2) + (cpg3 * F3) + (cpg4 * F4) +
(cpg5 * F5) + (cpg6 * F6) + (cpg7 * F7) + (cpg8 * F8))

'Persamaan diferensial untuk Tp
dtpdz = (phi * OD * Ud * Nt * (T - Tp)) / (Wp * cpp)

'Persamaan Diferensial untuk P
dpdz = -(G / (rhocamp0 * Dp) * (1 - pore) / (pore ^ 3)) * ((150 *
(1 - pore) * Myucamp / Dp) + (1.75 * G)) / 3600

'Pressure drop dalam shell
Gps = .2048 * Gp: ' lb/ft^2/jam
IDss = IDs / .3048: Bss = Bs / .3048: ' ft
L = 1.1 * z / .3048: Dess = Des / .3048: 'ft
fs = .003
delps = fs * Gps ^ 2 * IDss * (12 * L / Bss) / 5.22E+10 / Dess
delps = delps / 14.7: 'atm

RETURN
```

*Pra Perancangan Pabrik Kimia
Maleic Anhydride dari Butana Kapasitas 40000 Ton/Tahun*

Oleh : Yoga wisnu Wardani NIM : 02521088
 Novita Yuniati S NIM : 02521102

Tekan Enter.....?

Spesifikasi Reaktor Fixed Bed Multitubes

Diameter Luar Tube	: .0889	meter
Diameter Dalam Tube	: .0779272	meter
Triangular pitch	: .111125	meter
Clearance	: .022225	meter
Diameter Dalam Shell	: 5.218443	meter
Jarak Buffle	: 1.304611	meter
Jumlah tube	: 2000	pipa
Luas Shell	: 1.361607	meter ²
Luas Tube	: 9.538887	meter ²
Luas Per Tube	: 4.769444E-03	meter ²
Massa Pendingin masuk	: 36000	kg/jam
Massa umpan Total	: 65366.37	kg/jam

tekan enter...?

Kondisi Masuk Reaktor

Temperatur umpan	: 666.15	K
Temperatur pendingin	: 600	K
Tekanan	: 19.7	atm

tekan enter...?

Komponen	Kec.Alir (kg/jam)	Kec.Alir (kmol/jam)
n-C4H10	= 5139.4644	88.4219
i-C4H10	= 513.9470	8.8422
O2	= 13675.9199	427.3725
N2	= 45016.5703	1607.7346
C4H2O3	= 0.0000	0.0000
CO2	= 0.0000	0.0000
CO	= 0.0000	0.0000
H2O	= 1020.4655	56.6296
Umpan Total	= 65366.3672	2189.0007

Tekan enter...?

BM Camapuran	= 29.86128	kg/kmol
Densitas	= 10.76185	kg/m ³
Viskositas	= .3995046	kg/m/jam

*Pra Perancangan Pabrik Kimia
Maleic Anhydride dari Butana Kapasitas 40000 Ton/Tahun*

z (m)	x1	x2	x3	T (K)	T (P)	P (atm)
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	666.1500	600.0000	19.7000
0.3000	0.0926	0.0083	0.0085	668.5226	660.8025	19.6996
0.6000	0.1727	0.0156	0.0160	668.4005	667.4425	19.6992
0.9000	0.2422	0.0220	0.0226	668.3332	668.2164	19.6987
1.2000	0.3028	0.0278	0.0285	668.2885	668.2758	19.6983
1.5000	0.3559	0.0329	0.0338	668.2559	668.2557	19.6979
1.8000	0.4026	0.0375	0.0385	668.2311	668.2321	19.6975
2.1000	0.4438	0.0416	0.0428	668.2113	668.2124	19.6971
2.4000	0.4802	0.0454	0.0466	668.1951	668.1961	19.6967
2.7000	0.5125	0.0487	0.0500	668.1818	668.1826	19.6963
3.0000	0.5413	0.0517	0.0531	668.1705	668.1713	19.6959
3.3000	0.5670	0.0544	0.0559	668.1609	668.1616	19.6954
3.6000	0.5900	0.0569	0.0584	668.1527	668.1533	19.6950
3.9000	0.6107	0.0591	0.0607	668.1456	668.1460	19.6946
4.2000	0.6293	0.0612	0.0628	668.1393	668.1397	19.6942
4.5000	0.6460	0.0630	0.0647	668.1338	668.1342	19.6938
4.8000	0.6612	0.0647	0.0664	668.1289	668.1292	19.6934
5.1000	0.6749	0.0662	0.0680	668.1246	668.1248	19.6930
5.4000	0.6873	0.0676	0.0695	668.1208	668.1210	19.6926
5.7000	0.6986	0.0689	0.0708	668.1174	668.1176	19.6922
6.0000	0.7088	0.0701	0.0720	668.1143	668.1144	19.6917
6.3000	0.7182	0.0712	0.0731	668.1115	668.1116	19.6913
6.6000	0.7267	0.0722	0.0741	668.1089	668.1091	19.6909
6.9000	0.7346	0.0731	0.0751	668.1067	668.1069	19.6905
7.2000	0.7417	0.0739	0.0759	668.1046	668.1047	19.6901
7.5000	0.7483	0.0747	0.0767	668.1027	668.1029	19.6897
7.8000	0.7543	0.0754	0.0774	668.1010	668.1011	19.6893
8.1000	0.7598	0.0760	0.0781	668.0995	668.0997	19.6889
8.4000	0.7649	0.0767	0.0787	668.0980	668.0982	19.6884
8.7000	0.7695	0.0772	0.0793	668.0967	668.0968	19.6880
9.0000	0.7738	0.0777	0.0798	668.0956	668.0957	19.6876
9.3000	0.7778	0.0782	0.0803	668.0945	668.0947	19.6872
9.6000	0.7815	0.0786	0.0807	668.0934	668.0936	19.6868
9.9000	0.7848	0.0790	0.0812	668.0924	668.0925	19.6864
10.2000	0.7880	0.0794	0.0815	668.0917	668.0918	19.6860
10.5000	0.7908	0.0798	0.0819	668.0909	668.0911	19.6856
10.8000	0.7935	0.0801	0.0822	668.0902	668.0903	19.6851
10.9500	0.7948	0.0802	0.0824	668.0898	668.0900	19.6849

=====
Tekan Enter...?

Kondisi Setelah Keluar Reaktor:

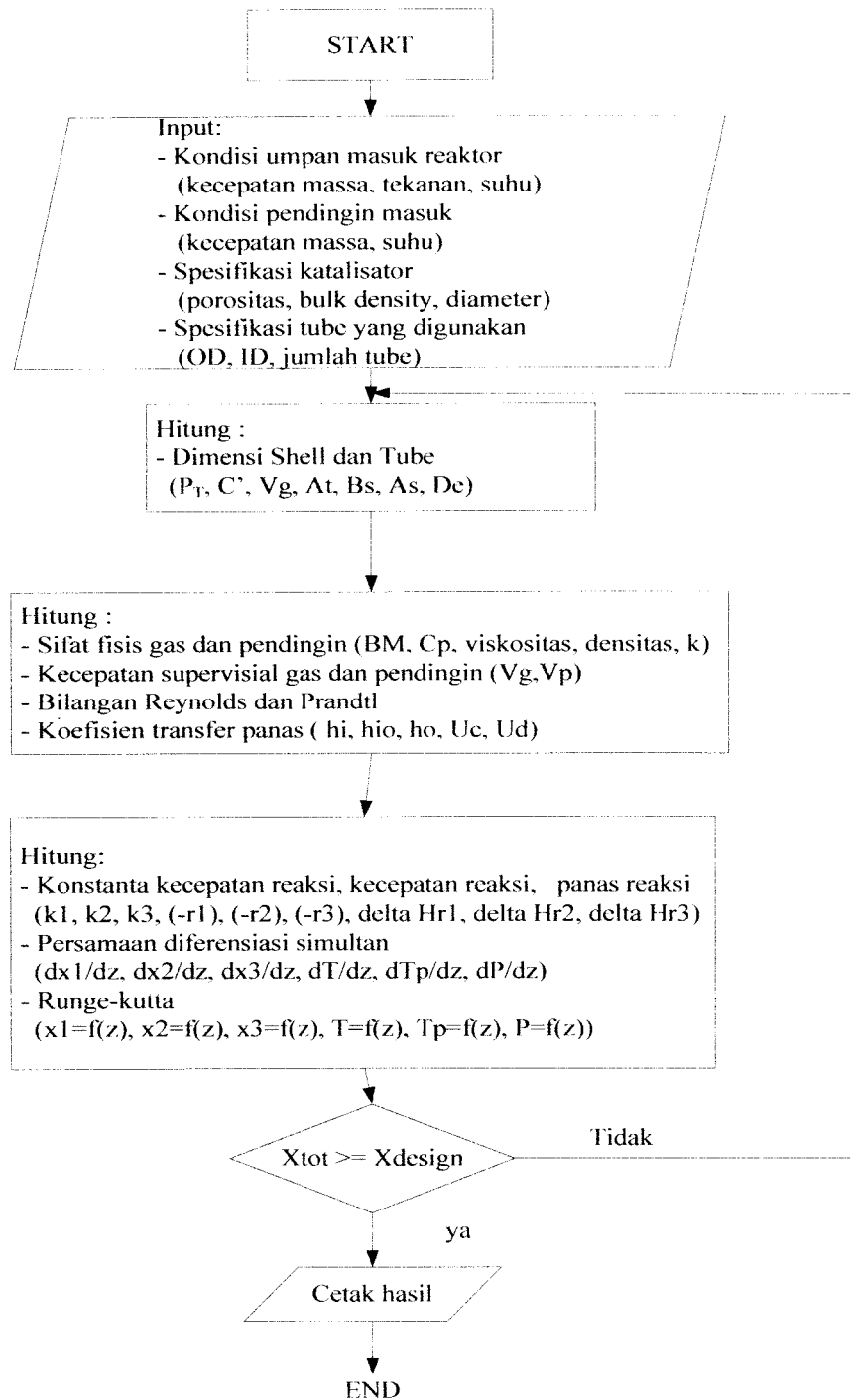
Suhu gas keluar reaktor = 668.0898 K
 Suhu Pendingin Masuk Reaktor = 668.0900 K
 Konversi Reaksi Total = 0.9574
 Tekanan Gas Keluar Reaktor = 19.6849 atm
 Pressure Drop dalam Tube Side = 0.0151 atm
 Pressure Drop dalam Shell Side = 0.0010 atm
 tekan enter...?

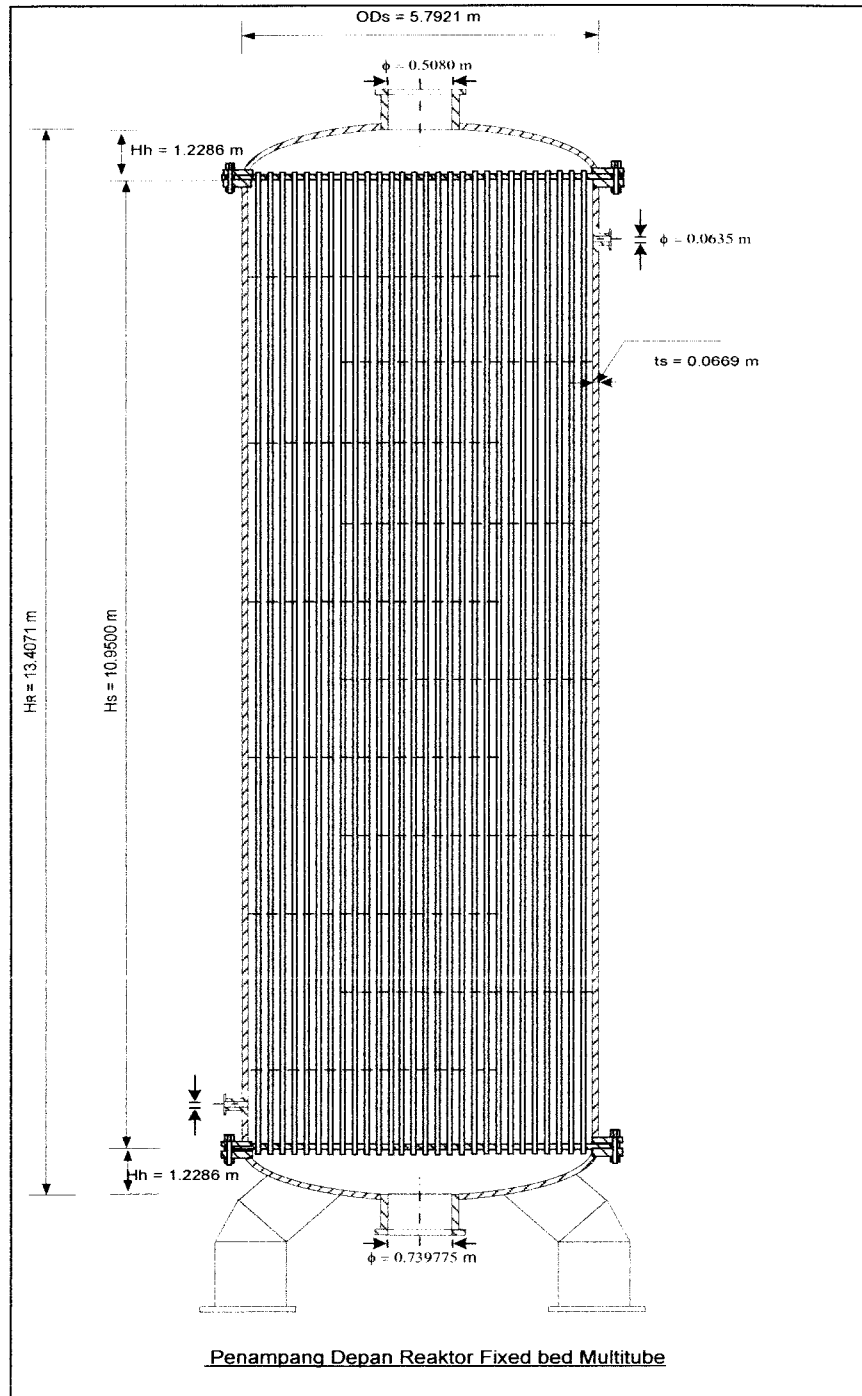
Komponen	Kec.Alir (kmol/jam)	Kec.Alir, (kg/jam)
n-C ₄ H ₁₀	= 3.5291	205.1253
i-C ₄ H ₁₀	= 8.8422	513.9470
O ₂	= 101.0860	3234.7517
N ₂	= 1607.7346	45016.5703
C ₄ H ₂ O ₃	= 70.3112	6894.7192
CO ₂	= 29.1601	1283.0447
CO	= 29.1662	816.6542
H ₂ O	= 410.7825	7402.3003
=====		
Umpan Total =	2260.6118	65367.1133

Tekan enter...?

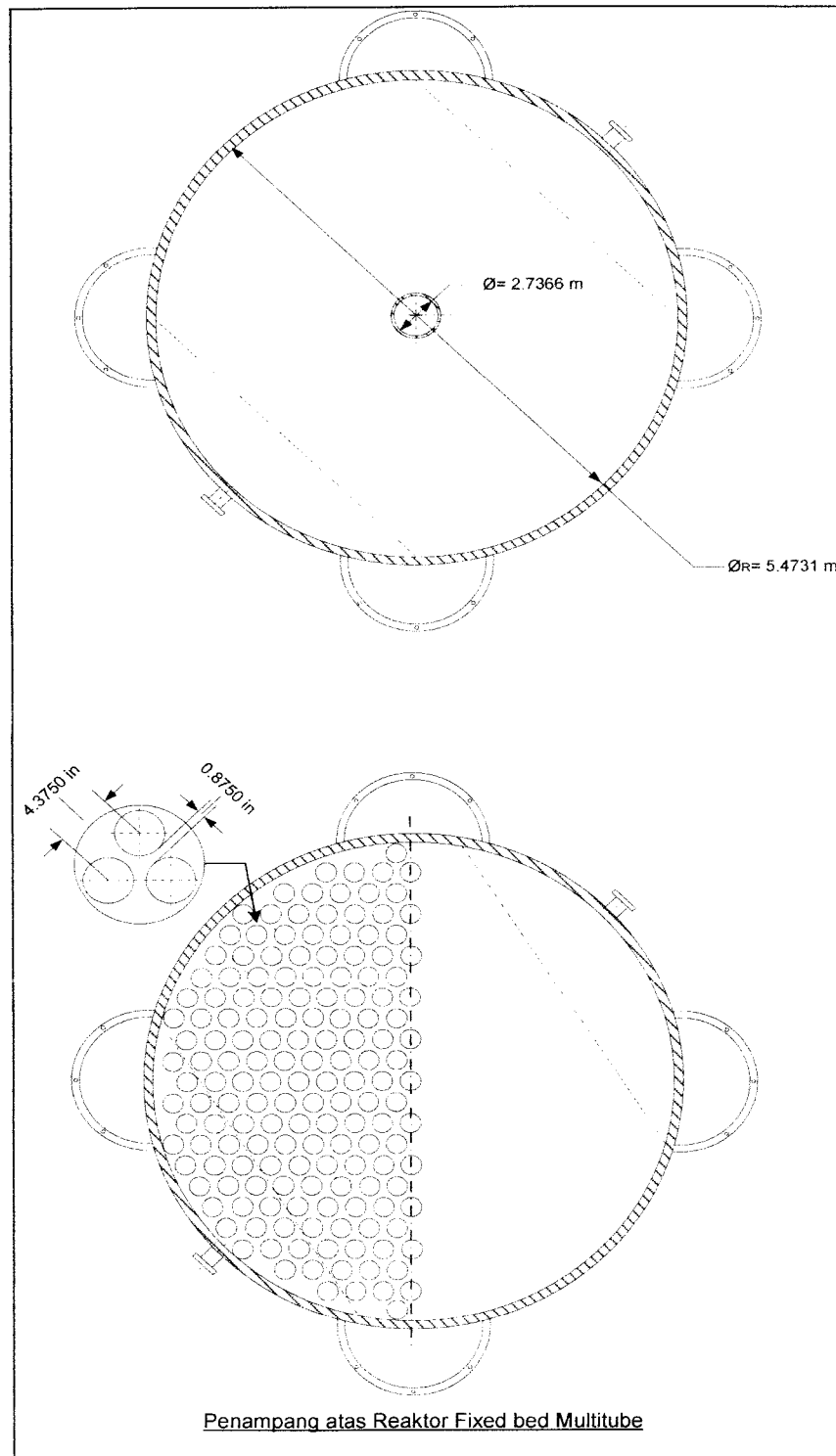
Densitas Campuran Gas Awal = 10.76185 kg/m³
BM Campuran Gas = 28.91567 kg/kmol
Densitas Campuran Gas = 10.38282 kg/m³
Viskositas Campuran Gas = 9.214289E-02 Kg/m/jam

Press any key to continue



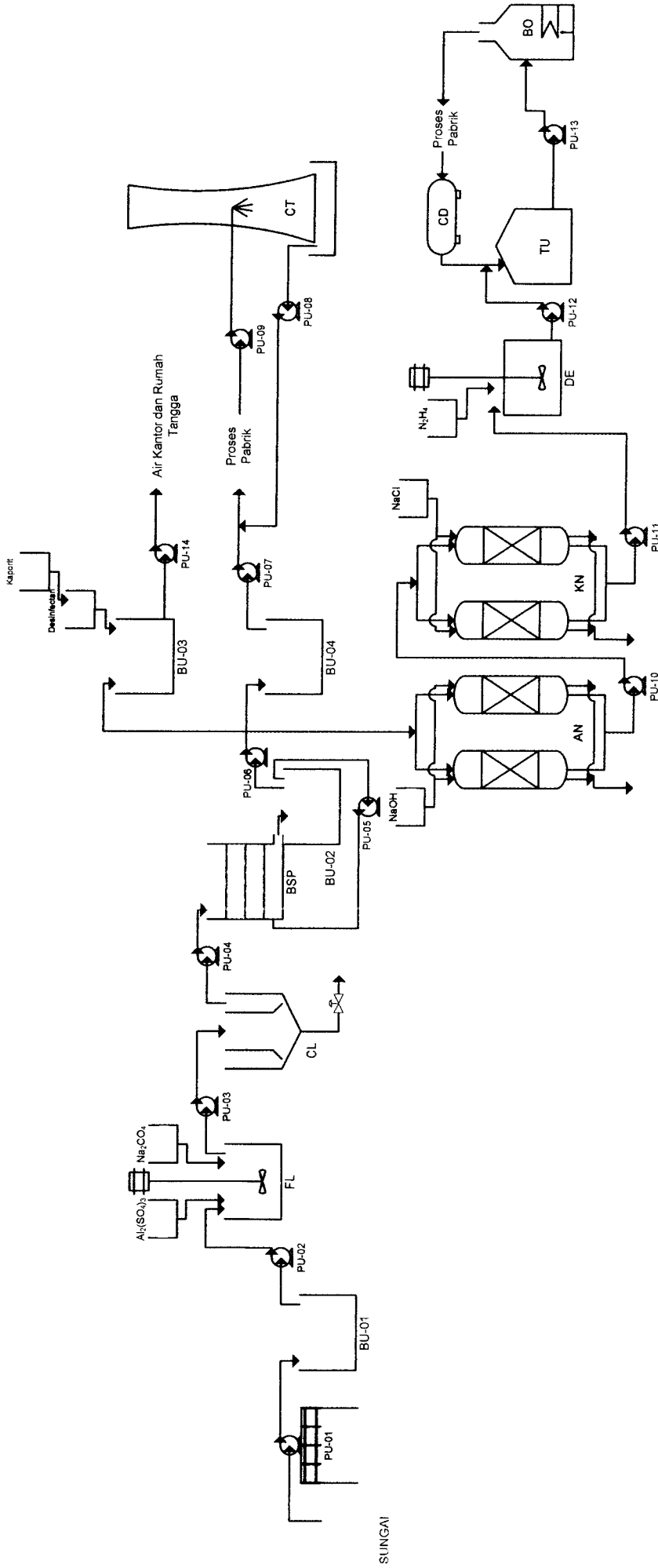


Gambar. Reaktor tampak samping



Gambar. Reaktor tampak atas

DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR PRA RANCANGAN PABRIK ANHIDRID MALEAT DARI BUTANA DAN UDARA KAPASITAS 40.000 TON / TAHUN



SUNGAI

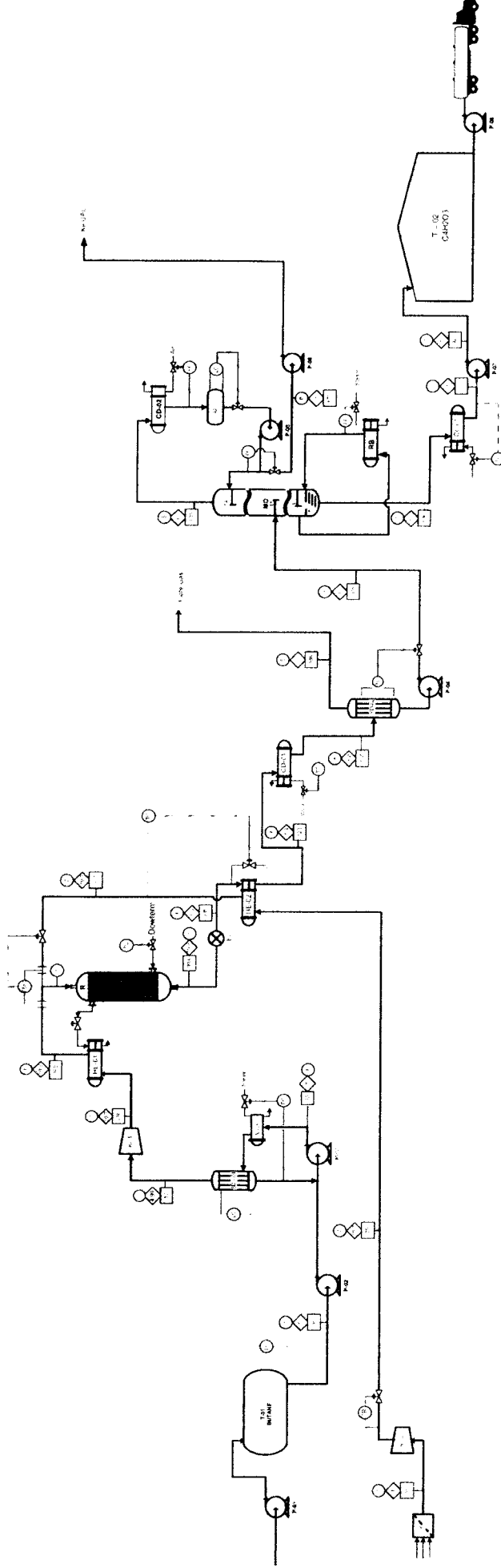
ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN
BU-01	Bak pengendap	TU	Tangki air umpan boiler	PU-07	Pompa
BU-02	Bak penampung air bersih	BO	Boiler	PU-08	Pompa
BU-03	Bak penampung air kantor dan rumah tangga	CT	Cooling tower	PU-09	Pompa
BU-04	Bak penampung air pendingin	CD	Tangki Penampung Kondensat	PU-10	Pompa
FL	Floklajator	PU-01	Pompa	PU-11	Pompa
CL	Clarifier	PU-02	Pompa	PU-12	Pompa
BSP	Bak saringan pasir	PU-03	Pompa	PU-13	Pompa
AN	Tangki anion	PU-04	Pompa	PU-14	Pompa
KN	Tangki kation	PU-05	Pompa		
DE	Tangki deaerator	PU-06	Pompa		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

GAMBAR
 DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR
 PABRIK MALEIC ANHYDRIDE
 KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN
DIREKSIKAN OLEH:
 YOGA WISNU WARDANI (02.521.008)
 NOVITA YUNNATI SUTAMI (02.521.102)

DOSEN PEMBIMBING:
 DIANA, ST., M.Sc


PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
**PRA RANCANGAN PABRIK ANHIDRID MALEAT DARI
 BUTANA DAN UDARA**
 KAPASITAS 40.000 TON / TAHUN



Komponen	Anus (Kg/Jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	
n-CAH10	5139.4642		5139.4642	205.1253	205.1253				
i-CAH10	513.9464		513.9464	513.9470	513.9470				
O2	13675.9199		13675.9199	3234.7517	3234.7517				
N2	45016.5703		45016.5703	45016.5703	45016.5703				
CAH203				6894.7129	22.3788	6872.3241	6769.2490	103.0851	
CO2				1282.3046	1282.3046				
CO				816.6542	816.6542				
H2O				7402.3003	1244.6874	6157.6129	34.0163	6123.5966	
TOTAL	5653.4106	59712.9557	65366.3663	65366.3663	52336.4193	13029.9470	6803.2653	6226.6817	

SP	Keterangan gambar
HE	HEAT EXCHANGER
SD	SEPARATOR DRIJAY
K	KOMPRESOR
T	TANGKI
R	REAKTOR
CO	CONDENSOR
EV	EXPANSION VALVE
CL	COOLER
MO	MEMARA DISTRIBUSI
ACC	ACCUMULATOR
RS	REBOILER
P	POMPA

LC	LEVEL CONTROL
FC	FLOW RATE CONTROLLER
PC	PRESSURE CONTROL
PT	TEMPERATURE CONTROL
TC	TEMPERATURE CONTROL
	NONISORAUUS
	SUNU - C
	TEMPERATUR



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2007

Dik :
 Yoga Winda Wardani (02 521 0018)
 Notha Yuniati Sutarni (02 521 102)

DONNA PRABHAWING
 Dharma, ST., M.Sc

