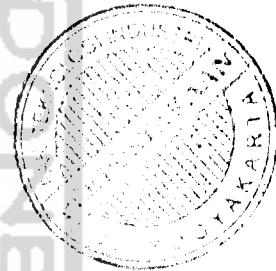


**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ISOBUTANA DARI n-BUTANA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Nama : Shinta Firgina
No. Mahasiswa : 02 521 093

Oleh :

Nama : Citra Anindita
No. Mahasiswa : 02 521 194

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

2007

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Shinta Firgina

No. Mahasiswa : 02 521 093



Nama : Citra Anindita

No. Mahasiswa : 02 521 194

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.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, Maret 2007

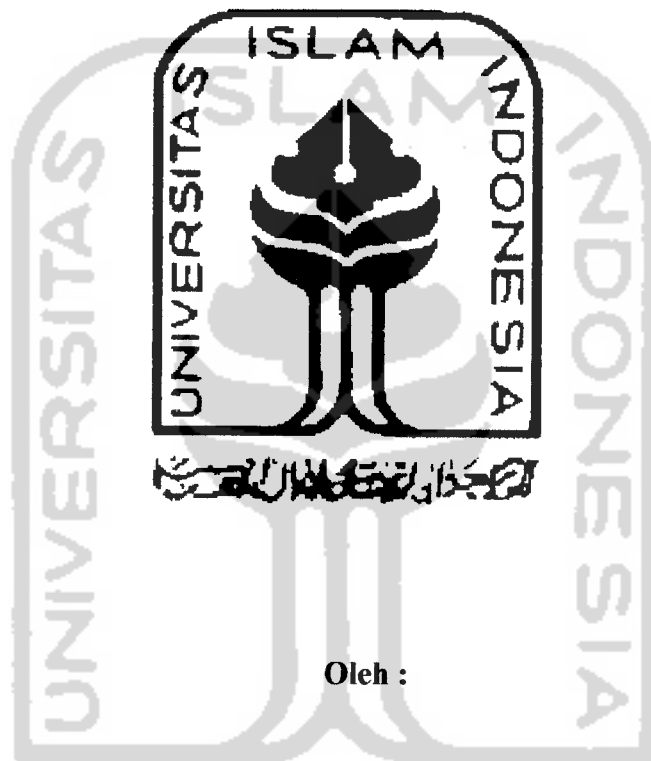
(Shinta Firgina)

(Citra Anindita)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ISOBUTANA DARI N-BUTANA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Shinta Firgina

Nama : Citra Anindita

No. Mahasiswa : 02 521 093

No. Mahasiswa : 02 521 194

Yogyakarta, Februari 2007

Pembimbing,

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Wahyudi', written over a horizontal line.

Prof. Dr. Ir. Wahyudi Budi Sediawan, SU

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ISOBUTANA DARI n-BUTANA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 5 Maret 2007

Tim Penguji

Prof. Dr. Ir. Wahyudi Budi Sediawan, SU

Ketua

Arif Hidayat, ST., MT

Anggota I

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS

Anggota II

Mengetahui,



Ketua Jurusan Teknik Kimia Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Alhamdulillahirobbil'alamin, puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT atas Rahman dan Rahim - Nya sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Teriring sholawat serta salam semoga tercurah kepada suri tauladan kita Nabi Muhammad SAW.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Kimia Isobutana dari n-Butana dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Pada kesempatan ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung. Penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Prof. IR. Wahyudi Budi Sediawan, SU.,P.hD.,selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Bapak Arif Hidayat, ST., MT., dan Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS selaku dosen penguji yang dengan kesabaran dan kebijaksanaan telah menambah wawasan kami.

5. Kepada kedua orang tua penulis dan keluarga besar, atas segala kasih sayang, kepercayaan dan do'a yang tiada hentinya.
6. 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, 5 Maret 2007

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	x
INTISARI.....	xi
 BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Tinjauan Pustaka	1
1.2.1 Macam-macam Proses Pembuatan Isobutana.....	3
1.2.2 Kegunaan Produk.....	5
 BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	6
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	6
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	7
2.4 Pengendalian Kualitas.....	8
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	8
2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk	9
2.4.3 Pengendalian Kualitas Proses.....	10
 BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	11
3.1.1 Persiapan Bahan Baku	11
3.1.2 Proses Isomerisasi n-Butana.....	12
3.1.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk.....	12
3.2 Spesifikasi Alat	13
3.3 Perencanaan Produksi.....	44
3.3.1 Neraca Massa Total.....	44
3.3.2 Neraca Massa Peralatan Proses.....	44
3.3.3 Penentuan Neraca Panas.....	46
 BAB IV PERANCANGAN PABRIK	
4.1 Lokasi Pabrik	49
4.2 Tata Letak Pabrik	51
4.3 Tata Letak Alat	57
4.4 Alir Proses dan Material... ..	61
4.5 Utilitas	63
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	63

4.5.2	Unit Pembangkit Steam	69
4.5.3	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	70
4.5.4	Unit Pembangkit Listrik	70
4.5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	72
4.5.6	Unit Pengolahan Air Limbah.....	72
4.5.7	Laboratorium.....	73
4.5.8	Program Kerja Laboratorium	74
4.5.9	Laboratorium Pengamatan	75
4.5.10	Laboratorium Analitik.....	75
4.5.11	Laboratorium Penelitian Pengembangan dan Lingkungan	75
4.6	Organisasi Perusahaan	77
4.6.1	Bentuk Perusahaan	77
4.6.2	Struktur Organisasi	78
4.6.3	Tugas dan Wewenang	83
4.6.4	Ketenagakerjaan	92
4.6.5	Kesejahteraan Karyawan	95
4.6.6	Fasilitas dan Hak Karyawan	98
4.6.7	Manajemen Produksi	100
4.6.8	Perencanaan Produksi	101
4.6.9	Pengendalian Produksi	103
4.7	Analisa Ekonomi	104
4.7.1	Penafsiran Harga Peralatan	105
4.7.2	Perhitungan Biaya	107
4.7.3	Pendapatan Modal	109
4.7.4	Analisa Kelayakan	109
4.7.5	Perhitungan Ekonomi	112
BAB V PENUTUP		119
5.1	Kesimpulan.....	119
DAFTAR PUSTAKA		120
LAMPIRAN		

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1.	Neraca Massa Total	44
Tabel 3.2.	Neraca Massa di Reaktor	44
Tabel 3.3.	Neraca Massa di Menara Distilasi-01.....	45
Tabel 3.4.	Neraca Massa di Menara Distilasi-02...	45
Tabel 3.5.	Neraca Panas di Reaktor.....	46
Tabel 3.6.	Neraca Panas di Menara Distilasi-01	46
Tabel 3.7.	Neraca Panas di Menara Distilasi-02.	47
Tabel 4.1.	Areal Bangunan Pabrik Isobutana.....	54
Tabel 4.2.	Daftar Kebutuhan Untuk Proses	71
Tabel 4.3.	Daftar Kebutuhan Untuk Utilitas	71
Tabel 4.4.	Rencana Pengaturan Jadwal Kerja Grup	94
Tabel 4.5.	Jabatan dan Prasyarat	95
Tabel 4.6.	Perincian Golongan dan Gaji	97
Tabel 4.7.	Perkembangan Indeks Harga.....	106
Tabel 4.8.	Fixed Capital Invesment.....	112
Tabel 4.9.	Working Capital	113
Tabel 4.10.	Manufacturing Cost	114
Tabel 4.11.	General Expense	115
Tabel 5.1	Hasil Evaluasi Ekonomi.....	119

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1	Diagram Alir Kualitatif	48
Gambar 4.1	Lay Out Pabrik Isobutana.....	56
Gambar 4.2	Lay Out Peralatan Proses.....	59
Gambar 4.3	Diagram Alir Kuantitatif	62
Gambar 4.4	Diagram Alir Pengolahan Air.....	76
Gambar 4.5	Struktur Organisasi Perusahaan	82
Gambar 4.6	Indeks Harga.....	106
Gambar 4.7	Grafik Analisa BEP	118



INTI SARI

Pabrik isobutana ini menggunakan proses isomerisasi, yaitu reaksi yang merubah hidrokarbon rantai lurus menjadi hidrokarbon rantai bercabang. Reaksi ini dijalankan dalam reaktor *fixed bed adiabatic* dengan bantuan katalisator AlCl_3 , hidrogen (H_2), dan asam klorida (HCl). Reaksi dijalankan pada suhu 150°C tekanan 14,6 atm.

Pabrik ini dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. Pabrik beroperasi kontinyu selama 24 jam/hari dan diperkirakan selama 330 hari/tahun.

Untuk menghasilkan isobutana sebanyak 100.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku normal butana (nC_4H_{10}) sebanyak 111278,6675 ton/tahun, asam klorida (HCl) sebanyak 350,1472 ton/tahun, hidrogen (H_2) sebanyak 48,0887 ton/tahun, dan AlCl_3 sebanyak 10,5278 ton/tahun. Kebutuhan utilitas berupa air sebanyak 210669,1005 ton/tahun, *steam* sebanyak 66430,485 ton/tahun, bahan bakar sebanyak 208284,4914 gallon/tahun, dan listrik dengan daya 69,93 kW.

Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Palembang, Sumatra Selatan, dengan luas tanah 50.000 m^2 dan jumlah karyawan sebanyak 182 orang. Investasi membutuhkan *fixed capital investment* sebesar Rp 457.424.782.768 dengan *profit before taxes* sebesar Rp 81.118.098.624,41 dan *profit after taxes* sebesar Rp 440.559.049.312,21. Dari hasil analisis ekonomi didapatkan *return on investment before taxes* sebesar 17,73 %, *return on investment after taxes* sebesar 8,87 %, *pay out time before taxes* 3,61 tahun, *pay out time after taxes* 5,30 tahun, *break event point* pada 57,57 % kapasitas, *shut down point* pada 24,066 % kapasitas, *dicounted cash flowrate of return* sebesar 17,19 %. Berdasarkan hasil analisis secara ekonomi pabrik isobutana dari n-butana ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

BAB I PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Kebutuhan dunia akan *refrigerant* semakin meningkat. Isobutana merupakan salah satu jenis *refrigerant* yang sudah banyak digunakan oleh negara-negara maju seperti Kanada, Cina, dan Australia. Mereka mulai menggunakan isobutana menyusul adanya larangan penggunaan *freon* mulai tahun 2007.

Selain sebagai *refrigerant*, isobutana dapat digunakan sebagai pengganti *tetra etil lead* (TEL) untuk meningkatkan angka oktan bensin. Adanya program bensin bebas timbal meningkatkan permintaan akan isobutana.

Di Indonesia belum terdapat pabrik isobutana padahal kebutuhan *refrigerant* semakin meningkat, maka pendirian pabrik isobutana merupakan suatu ide yang menarik.

1.2. TINJAUAN PUSTAKA

Proses isomerisasi merupakan salah satu proses perubahan konfigurasi molekul, tanpa mengubah jumlah atom yang ada. Senyawa hidrokarbon dengan rantai bercabang memiliki angka oktan yang lebih tinggi dibandingkan dengan senyawa dengan rantai lurus. Isomerisasi akan mengubah senyawa dengan rantai lurus menjadi senyawa dengan rantai yang bercabang yang akan memiliki angka oktan yang lebih tinggi. Hal ini dapat dilihat di tabel 5.2 Nelson yang dapat disajikan sebagai berikut :

Senyawa hidrokarbon	Angka oktan
Normal butana	90
Isobutana	97

Reaksi isomerisasi katalitik normal butana terjadi didalam reaktor fixed bed dengan bantuan H_2 untuk mendorong isomerisasi dan meminimalkan terjadinya *cracking*. Kondisi operasi tidak terlalu berat, dilihat dari tekanan operasi yang moderat dan suhu yang tidak terlalu tinggi.

(Meyers, 1991)

Reaksi utama isomerisasi isobutana adalah :



Pemilihan jenis reaktor tergantung dari fase, jenis reaksi, dan panas reaksi. Karena proses isomerisasi merupakan reaksi katalitik pada fase gas serta menghasilkan panas yang relatif kecil (semi eksotermis) yaitu 2100 kal/mol nC_4H_{10} , maka reaksi ini dapat dijalankan dalam sebuah *single bed adiabatic* reaktor dengan *inert packing support*.

(Rase, 1977)

1.2.1 Macam – macam proses pembuatan Isobutana

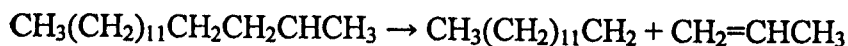
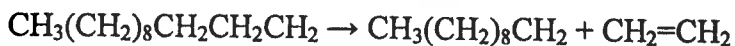
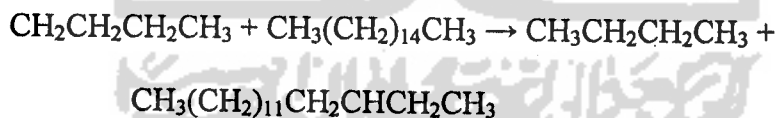
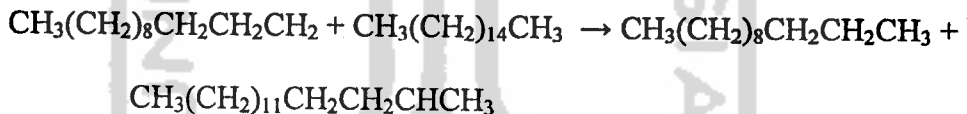
Pada saat ini ada beberapa macam proses yang digunakan dalam pembuatan produk isobutana. Untuk menentukan pemilihan proses yang tepat, maka perlu diketahui beberapa macam proses pembuatan isobutana :

a. Proses *cracking*.

Proses ini dikenal dengan proses pemecahan, yaitu dimana suatu senyawa hidrokarbon yang mempunyai rantai panjang dipecah menjadi rantai yang lebih pendek. Pada proses *cracking* ini kurang baik Karena senyawa hidrokarbon tidak hanya menghasilkan produk isobutana saja tetapi juga menghasilkan produk – produk yang lain, seperti : n-butana, propena, dll.

Proses *cracking* ini membutuhkan suhu yang tinggi antara 500-800 °C.

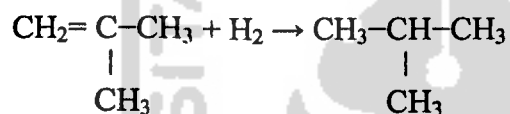
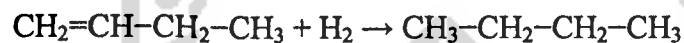
Reaksi yang terjadi :



b. Proses hidrogenasi katalitik.

Pada proses ini ada bermacam – macam katalis yang digunakan, seperti : *platinum metals, mainly platinum, palladium*, dan *rhodium* adalah katalis yang aktif pada suhu dan tekanan yang rendah. Sedangkan nikel lebih murah dan sering digunakan, biasanya memerlukan suhu dan tekanan yang lebih tinggi.

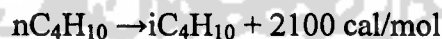
Reaksi yang terjadi :



c. Proses isomerisasi.

Yaitu salah satu proses perubahan konfigurasi, tanpa mengubah jumlah atom yang ada. Senyawa hidrokarbon dengan senyawa rantai lurus menjadi senyawa dengan rantai yang bercabang yang akan memiliki angka oktan yang lebih tinggi.

Reaksi utama isomerisasi isobutana adalah :



Dari ketiga proses tersebut, proses yang dipilih adalah proses isomerisasi dengan alasan :

1. Beroperasi pada suhu dan tekanan yang lebih rendah, yaitu pada suhu 150 °C dan tekanan 14,6 atm.

2. Pada proses isomerisasi tidak ada produk samping.
3. Pada proses isomerisasi konversinya lebih tinggi dari pada proses yang lainnya.

1.2.2 Kegunaan Produk

Penggunaan isobutana secara umum adalah :

1. *Oktan Booster*

Untuk menaikkan angka oktan, angka oktan isobutana 97 sedangkan n-butana 90

2. *Refrigerant*

sebagai media pendingin.

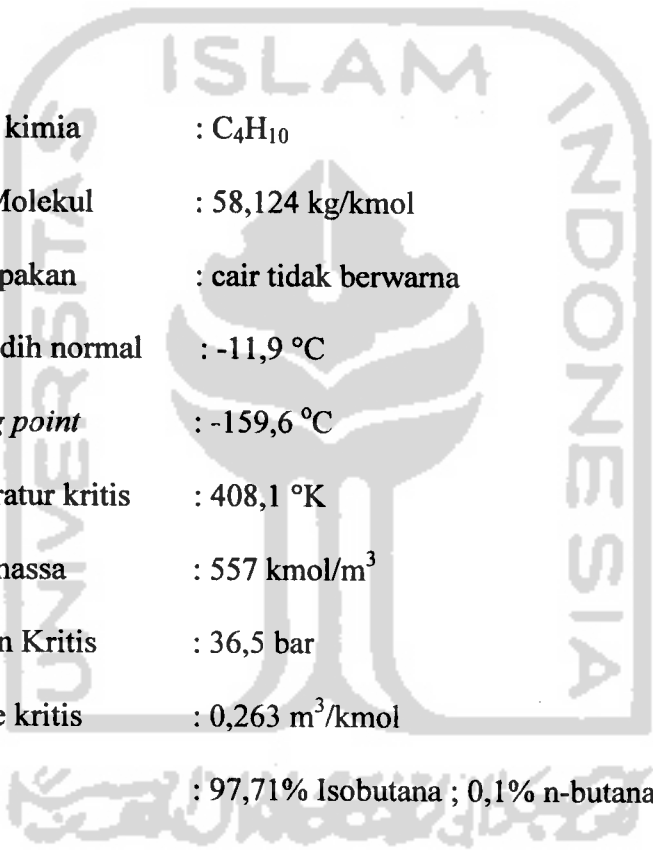
3. LPG

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Isobutana



Rumus kimia	: C_4H_{10}
Berat Molekul	: 58,124 kg/kmol
Kenampakan	: cair tidak berwarna
Titik didih normal	: $-11,9\text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Melting point</i>	: $-159,6\text{ }^{\circ}\text{C}$
Temperatur kritis	: $408,1\text{ }^{\circ}\text{K}$
Rapat massa	: 557 kmol/m^3
Tekanan Kritis	: 36,5 bar
Volume kritis	: $0,263\text{ m}^3/\text{kmol}$
Kadar	: 97,71% Isobutana ; 0,1% n-butana ; 2,19% Propana

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

n-butana

Rumus kimia	: C_4H_{10}
Berat Molekul	: 58,12 kg/kmol

Kenampakan	: gas tak berwarna
Titik didih normal	: -0.6°C
<i>Melting point</i>	: -135°C
Temperatur kritis	: 425.2 K
Tekanan Kritis	: 30 bar
Volume kritis	: $0,255 \text{ m}^3/\text{gmol}$
<i>Specific gravity</i>	: 0,6
Kelarutan	: tidak larut dalam air Larut dalam alkohol dan eter
Kadar	: 97,5% n-butana ; 2% Propana ; 0,5% Pentana

2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Asam Klorida

Rumus kimia	: HCl
Berat Molekul	: 36,461 kg/kmol
Titik didih normal	: $-85,1^{\circ}\text{C}$
<i>Melting point</i>	: $-114,2^{\circ}\text{C}$
Temperatur kritis	: $324,6^{\circ}\text{C}$
Rapat massa	: 1193 kmol/L (pada $T_{\text{min}} = -136^{\circ}\text{C}$)
Tekanan Kritis	: 83,1 bar
Volume kritis	: $0,001 \text{ m}^3/\text{kmol}$

Specific gravity : 1,16 (60 °F)

Kelarutan : ∞

2. Alumunium Klorida

Rumus Molekul : AlCl_3

Berat molekul : 133,5 kg/kmol

Titik didih normal : 180,2 °C

Titik lebur : 190 °C

Spesific gravity : 2,44

Temperatur kritis : 356,5 °K

Diameter butir : 3,18 – 12,7 mm

Kelarutan : 69,87 g/100 g air (pada 15 °C)

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- a. Kemurnian dari bahan baku n-Butana
- b. Kandungan di dalam n-Butana
- c. Kadar air
- d. Kadar zat pengotor

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

- a. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

- b. 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 yang ada.

c. **Pengendalian Waktu**

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

d. **Pengendalian Bahan Proses**

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

2.4.3 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk memperoleh hasil produksi yang optimal, maka dibutuhkan pengendalian terhadap proses produksi yang dijalankan. Hal ini berkaitan dengan alat proses yang digunakan, kondisi operasi pada tiap proses serta berkaitan dengan system control pada tiap alat. Pengendalian kualitas proses harus dilakukan untuk menghindari terjadinya hal – hal yang tidak diinginkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 URAIAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan, maka pada perancangan pabrik Isobutana perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku n-Butana dari tangki penyimpanan 03 (TP-03) dialirkan dengan pompa (P-03) ke Vaporizer (VP-01) untuk diubah fasenya dari cair ke fase gas. Vaporizer bekerja pada kondisi suhu 101°C dan tekanan 14,6 atm. Sedangkan bahan baku HCL 35% dipekatkan menjadi larutan HCl 99,7%, bahan baku HCl 35% dari tangki penyimpanan 02 (TP-02) dialirkan dengan pompa (P-02) dan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi suhu 102°C dengan menggunakan HE-02. Kemudian larutan HCl ini dialirkan ke MD-01 untuk dipekatkan menjadi larutan HCl 99,7% sebagai hasil atas. Sedangkan bahan pendukung lainnya yaitu H_2 yang disimpan ditangki penyimpanan 01 (TP-01) dikompresi dari tekanan 2 atm menjadi 14,6 atm menggunakan kompresor 1 dan kompresor 2. Penyimpanan n-Butana dilakukan pada suhu 30°C dan tekanan 4 atm, sedangkan penyimpanan larutan HCl 35% dilakukan pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm.

3.1.2 Proses Isomerisasi n-Butana

Reaksi pembuatan Isobutana dari n-Butana merupakan reaksi isomerisasi pada fase gas-gas dengan menggunakan katalis AlCl_3 .

Pada reaksi ini dipakai reaktor Fixed bed dimana katalis AlCl_3 berada didalam reaktor. Bahan baku n-Butana, larutan HCl 99,7% dan H_2 dimasukkan pada reaktor Fixed bed yang bekerja pada kondisi operasi suhu 150°C dan tekanan 14,6 atm. Reaksi isomerisasi ini terjadi secara eksotermis.

Dalam reaksi pembentukan isobutana ini, produk keluar pada suhu 155°C , tekanan 14,5 atm kemudian dialirkan ke kondensor (CD)

3.1.3 Proses Pemisahan Dan Pemurnian Produk

Proses pemisahan gas H_2 dan HCl terjadi dalam separator drum (SD-02) setelah sebelumnya dilewatkan kedalam kondensor untuk mengembunkan komponen-komponen selain H_2 dan HCl . Dari SD-02 produk yang berupa cairan kemudian dimasukkan kedalam menara distilasi (MD-02) setelah sebelumnya dilewatkan melalui expansion valve untuk menurunkan tekanan dari 14,5 atm menjadi 7 atm.

Proses pemurnian terjadi di MD-02, yang mana umpan berupa cair jenuh pada kondisi suhu 56°C dan tekanan 7 atm. Produk atas MD-02 berupa larutan isobutana 97,56% dengan impurities n-Propana 2,15% dan n-Butana 0,29% kemudian didinginkan menggunakan HE-03 untuk kemudian disimpan di tangki penyimpanan (TP-

04) pada suhu 30°C tekanan 4 atm. Sedangkan produk bawah MD-02 direcycle sebagai umpan VP-01 setelah sebagian dipurge.

3.2 SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi peralatan pada perancangan pabrik isobutana dari bahan baku n-butana dengan kapasitas 100.000 ton/tahun meliputi :

3.2.1 Spesifikasi alat proses

1. Tangki Penyimpan Gas Hidrogen (TP-01)

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan gas hidrogen sebanyak 6,0718 kg/jam untuk kebutuhan 15 hari operasi
Jenis	: Tangki silinder tegak, <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>SA-167 Grade II Type 316 (18Cr-10Ni-2Mo)</i>
Spesifikasi	:
Jumlah	: 1 buah
Tekanan	: 2 atm
Suhu	: 30°C
Tinggi	: 9,53 m
Diameter	: 9,53 m
Volume	: $679,2567\text{ m}^3$
Tebal <i>head</i>	: 0,2717 in (0,6901 cm)

Tebal *shell* : 0,1683 in (0,427 cm)
Harga : US \$ 748.864,44

2. Tangki Penyimpan Asam Klorida (TP-02)

Kode : T-02
Fungsi : Menyimpan asam klorida sebanyak 126,3158 kg/jam untuk kebutuhan 15 hari operasi
Jenis : Tangki silinder vertikal, *conical roof*
Bahan : *Stainless steel SA-283 Grade C*
Spesifikasi :
Jumlah : 2 buah
Tekanan : 2 atm
Suhu : 30°C
Tinggi : 4,572 m
Diameter : 4,572 m
Volume : 27,4080 m³
Tebal *head* : 2,10242 in (5,34 cm)
Tebal *shell* : 0,2574 in (0,654 cm)
Harga : US \$ 384.949,98

3. Tangki Penyimpan n-Butana (TP-03)

Kode	: T-03
Fungsi	: Menyimpan n-butana sebanyak 14407,6341 kg/jam untuk kebutuhan 15 hari operasi
Jenis	: Tangki silinder vertikal, <i>torispherical roof</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Spesifikasi	:
Jumlah	: 2 buah
Tekanan	: 4 atm
Suhu	: 30°C
Tinggi	: 36,576 m
Diameter	: 13,716 m
Volume	: 6937,0579 m ³
Tebal <i>head</i>	: 3,9283 in (9,977 cm)
Tebal <i>shell</i>	: 3,3086 in (8,40 cm)
Harga	: US \$ 1.621.542,63

4. Tangki Penyimpan Produk Isobutana (TP-04)

Kode	: T-04
Fungsi	: Menyimpan isobutana sebanyak 13364,4475 kg/jam untuk kebutuhan 15 hari operasi

Jenis : Tangki silinder vertikal, *torispherical roof*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Spesifikasi :

Jumlah : 2 buah

Tekanan : 5 atm

Suhu : 30°C

Tinggi : 36,576 m

Diameter : 13,716 m

Volume : 7346,3508 m³

Tebal *head* : 4,7431 in (12,047 cm)

Tebal *shell* : 4,3736 in (11,108 cm)

Harga : US \$ 993.468,08

5. Reaktor

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan n-butana menjadi Isobutana dengan katalis
Alumunium klorida sebanyak 24277,7375 kg/jam.

Jenis : *Fixed bed* adiabatik

Spesifikasi :

Kondisi Operasi : Suhu masuk : 150 °C

Tekanan masuk : 14,6 atm

Suhu keluar : 155°C

Tekanan keluar : 14,5 atm

Fase Reaksi : gas

Katalis : Alumunium klorida

Diameter bed katalis : 1,4 m

Tinggi bed katalis : 4,57 m

Tebal *shell* : 5/8 in (1,588 cm)

Tebal *head* : 5/8 in (1,588 cm)

Tinggi *head* : 0,4833 m

Volume Reaktor : 10,1980 m³

Tebal isolasi : 0,0762 m³

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 212 Grade B*

Harga : US \$ 3.235.306,50

6. Menara Distilasi 01

Kode : MD-01

Fungsi : Memekatkan larutan HCl dari 35% menjadi larutan HCl
99,7% sebanyak 126,3158 kg/jam.

Jenis : *Packed Bed*

Kondisi opr. : 102 °C, 3 atm

Spesifikasi :

Shell

- a. Diameter : 0,2829 m
- b. Tinggi : 4,3032 m
- c. Tebal : 3,64 mm

Head

- d. Tebal : 0,1341 mm
- e. Jenis : *Elliptical Dished Head*

Packed Bed

- f. Jenis : *Pall Rings , Ceramic*
- g. *Packing size* : 25 mm

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless steel SA-283 Grade C*

Harga : US \$ 95.098,07

7. Menara Distilasi 02

Kode : MD-02

Fungsi : Memisahkan Isobutana dari cairan hasil Separator (S-02)
sebanyak 23797,0200 kg/jam.

Jenis : *Sieve Tray*

Spesifikasi :

Kolom distilasi atas :

- a. Tekanan : 6,9 atm
- b. Temperatur *bubble point* : 50,22°C
- c. Temperatur *dew point* : 50,99°C
- d. Diameter : 3,5033 m
- e. A_{top} : 2,2156 m²
- f. Jumlah *tray* : 40 buah

Kolom distilasi bawah :

- g. Tekanan : 7,1 atm
 - h. Temperatur *dew point* : 70,25°C
 - i. Temperatur *bubble point* : 66,48°C
 - j. Diameter : 3,5159 m
 - k. A_{bot} : 2,2773 m²
 - l. Tebal *head* : 5/16 in (0,793 cm)
 - m. Tebal *shell* : 5/8 in (1,587 cm)
 - n. Tebal isolator : 0,0530 m
 - o. Jumlah *tray* : 22 buah
- Tinggi : 26,4000 m

Jumlah <i>plate actual</i>	: 62
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 1.270.983,53

8. Separator 01

Kode	: SP-01
Fungsi	: Memisahkan campuran uap dan cair umpan yang keluar dari vaporizer (VP-01) sebanyak 29746,1866 kg/jam.
Tipe	: Silinder Vertikal
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-240 A</i>
Kondisi operasi	: Suhu operasi : 150 °C
	: Tekanan operasi : 14,6 atm
Dimensi alat	: Diameter : 0,9144 m
	: Panjang : 3,3370 m
	: Volume : 0,7286 m ³
Waktu tinggal	: 0,0666 jam
Tebal <i>shell</i>	: 7/16 in (1,11 cm)
Tebal <i>head</i>	: 7/16 in (1,11 cm)
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 96.374,44

9. Separator 02

Kode	: SP-02	
Fungsi	: Memisahkan campuran uap dan cair produk reaktor yang keluar dari kondensor (CD-03) sebanyak 24277,7375 kg/jam	
Tipe	: Silinder Horizontal	
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-240 A</i>	
Kondisi operasi	: Suhu operasi	: 56 ⁰ C
	: Tekanan operasi	: 14,5 atm
Dimensi alat	: Diameter	: 0,4572 m
	: Panjang	: 1,2159 m
	: Volume	: 0,1281 m ³
Waktu tinggal	: 0,1666 jam	
Tebal <i>shell</i>	: 3/8 in	(0,952 cm)
Tebal <i>head</i>	: 3/8 in	(0,952 cm)
Jumlah	: 1 buah	
Harga	: US \$ 78.883,19	

10. Heat Exchanger 01

Kode	: HE-01
Fungsi	:Mendinginkan gas Hidrogen dari suhu 30 C sampai suhu 14,6 C sebanyak 6,0718 kg/jam.
Jenis	: <i>Double pipe</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Spesifikasi	:
<i>Annulus</i>	
a.OD	: 2,38 in (6,04 cm)
b.ID	: 1,939 in (4,92 cm)
c. <i>Pressure drop</i>	: 0,007216 psi (0,00049 atm)
<i>Inner pipe</i>	
d.ID	: 0,957 in (2,43 cm)
e.OD	: 1,32 in (3,352 m)
f. <i>Pressure drop</i>	: 0,000065 psi (0,0000044 atm)
g.Luas penampang	: 0,851317 ft ² (0,07909 m ²)
h.Panjang pipa	: 6 ft (1,8288 m)
i. Uc	: 12,7923 Btu/jam ft ² °F : 62,4575 kcal/m ² .jam. °C
j. Ud	: 12,3174 Btu/jam ft ² °F : 60,1388 kcal/m ² .jam. °C

Jumlah : 1 buah
Harga : US \$ 2.191,20

11. Heat exchanger 02

Kode : HE-02

Fungsi : Memanaskan HCl umpan Menara Distilasi dari suhu 30 C sampai suhu 102 C sebanyak 12,9104 kg/jam.

Jenis : *Double pipe*

Bahan : *Stainless Steel SA-285 Grade C*

Spesifikasi :

Annulus

a. OD : 1,66 in (4,21 cm)

b. ID : 1,278 in (3,24 cm)

c. *Pressure drop* : 0,035102 psi (0,00239 atm)

Inner pipe

d. ID : 0,215 in (0,546 cm)

e. OD : 0,405 in (1,029 cm)

f. *Pressure drop* : 1,134597 psi (0,0772 atm)

g. Luas penampang : 1,62839 ft² (0,2463 m²)

h. Panjang pipa : 6 ft (1,8288 m)

i. Uc	: 582,4977 Btu/jam ft ² °F
	: 2844 kcal/m ² .jam.°C
j. Ud	: 255,9678 Btu/jam ft ² °F
	: 1249,74 kcal/m ² .jam.°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 3.286,80

12. Heat exchanger 03

Kode	: HE-03
Fungsi	: Menurunkan suhu dari 51 C sampai suhu 30 C sebanyak 126,32 kg/jam.
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Spesifikasi	:
Shell	
a. Baffle space	: 12,5 in (0,3175 m)
b. ID	: 25 in (0,635 m)
c. Passes	: 1
Tube	
d. OD	: 1 in (2,54 cm)
e. BWG	: 14

f. L	: 16 ft	(4,8768 m)
g. <i>passes</i>	: 2	
h. <i>Pitch</i>	: 1 in, <i>square pitch</i>	
Jumlah	: 1 buah	
Harga	: US \$ 3.156,80	

13. Kondenser 01

Kode	: Cd-01	
Fungsi	: Untuk mengkondensasikan produk atas menara distilasi (MD-01) sebanyak 42,07 kg/jam.	
Jenis	: <i>Double pipe</i>	
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-285 Grade C</i>	
Spesifikasi	:	
<i>Anulus</i>		
a. ID	: 0,824 in	(2,09 cm)
b. OD	: 1,05 in	(2,667 cm)
c. <i>Pressure drop</i>	: 1,83539 psi	(0,12489 atm)
<i>Innerpipe</i>		
d. OD	: 0,54 in	(1,37 cm)
e. ID	: 0,364 in	(0,924 cm)

- f. L : 6 ft (1,8288 m)
- g. *Pressure drop* : 1,2746 psi (0,0867 atm)
- h. U_D : 43,47833 Btu/jam ft²°F
: 212,28 kcal/m².jam.°C
- i. U_c : 50,5553 Btu/jam ft²°F
: 246,833 kcal/m².jam.°C

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 82.389,11

14. Kondenser 02

Kode : Cd-02

Fungsi : Untuk mengkondensasikan produk atas menara distilasi
(MD-02) sebanyak 13364,45 kg/jam.

Jenis : *shell and tube*

Bahan : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Spesifikasi :

Shell side

- a. ID : 29 in (73,66 cm)
- b. *Baffle space* : 29 in (73,66 cm)
- c. *Passes* : 1
- d. *Pressure drop* : 0,1172 psi (0,0080 atm)

Tube side

e. OD	: 1 in	(2,54 cm)
f. BWG	: 16	
g. Passes	: 2	
h. ID	: 0,87 in	(2,21 cm)
i. L	: 30 ft	(9,144 m)
j. Pressure drop	: 0,9402 psi	(0,0640 atm)
k. Susunan tube	: Square pitch	
l. U_D	: 143,5508 Btu/jam ft ² °F	
	: 700,876 kcal/m ² .jam.°C	
m. U_c	: 254,9016 Btu/jam ft ² °F	
	: 1244,54 kcal/m ² .jam.°C	
Jumlah	: 1 buah	
Harga	: US \$ 30.895,92	

15. Kondenser 03

Kode	: Cd-03
Fungsi	: Mengembunkan gas keluar reaktor (R-01) sebanyak 24277,7375 kg/jam.
Jenis	: <i>shell and tube</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>

Spesifikasi :

Shell side

- a. ID : 25 in (63,5 cm)
- b. *Baffle space* : 8 in (20,32 cm)
- c. *Passes* : 1
- d. *Pressure drop* : 0,20761 psi (0,01413 atm)

Tube side

- e. OD : 0,75 in (1,905 cm)
- f. BWG : 16
- g. *Passes* : 2
- h. ID : 0,62 in (1,574 cm)
- i. L : 15 ft (4,572 m)
- j. *Pressure drop* : 0,21248 psi (0,01446 atm)
- k. *Susunan tube* : *Square pitch*
- l. U_D : 37,11755 Btu/jam ft²°F
: 181,1336 kcal/m².jam.°C
- m. U_c : 68,50828 Btu/jam ft²°F
: 334,3203 kcal/m².jam.°C

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 225.474,46'

16. Akumulator 01

Kode	: Ac-01
Fungsi	: Menampung hasil kondensasi CD-01 sebanyak 42,07 kg/jam.
Jenis	: <i>Horizontal Drum</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-283 Grade D</i>
Spesifikasi :	
Kondisi operasi :	
a. Suhu	: 54,74 °C
b. Tekanan	: 3 atm
Dimensi alat :	
c. Diameter	: 0,4598 m
d. Panjang (L)	: 1,8391 m
e. Tebal <i>shell</i>	: $\frac{3}{16}$ in (0,48 cm)
f. Tebal <i>head</i>	: $\frac{3}{16}$ in (0,48 cm)
g. Tinggi <i>head</i>	: 0.1415 m
h. Volume	: 0,3054 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 30.194,73

17. Akumulator 02

Kode	: Ac-02
Fungsi	: Menampung hasil kondensasi CD-02 sebanyak 13364,45 kg/jam.
Jenis	: <i>Horizontal Drum</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi operasi :	
a. Suhu	: 39,44 °C
b. Tekanan	: 5 atm
Dimensi alat :	
c. Diameter	: 0,3746 m
d. Panjang (L)	: 1,4985 m
e. Tebal <i>shell</i>	: $\frac{3}{16}$ in (0,48 cm)
f. Tebal <i>head</i>	: $\frac{3}{16}$ in (0,48 cm)
g. Tinggi <i>head</i>	: 0,1420 m
h. Volume	: 0,1652 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 71.213,99

18. Reboiler 01

Kode : Rb-01

Fungsi : Menguapkan kembali cairan hasil bawah menara distilasi
(MD-01) sebanyak 84,24503 kg/jam.

Jenis : *Kettle Reboiler*

Bahan : *Stainless Steel SA-285 Grade C*

Spesifikasi :

Shell side

- a. ID : 10 in (25,4 cm)
- b. *Baffle space* : 25 in (63,5 cm)
- c. *Passes* : 1
- d. *Pressure drop* : 0,0005603 psi (0,000038 atm)

Tube side

- e. OD : 0,75 in (1,905 cm)
- f. BWG : 16
- g. *Passes* : 2
- h. *Uc* : 600 Btu/hr ft² °F

: 2927,9995 kcal/m².jam.°C

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 83.265,59

19. Reboiler 02

Kode	: Rb-02
Fungsi	: Menguapkan kembali cairan hasil bawah menara distilasi (MD-02) sebanyak 10432,57 kg/jam.
Jenis	: <i>Kettle</i> Reboiler
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Spesifikasi :	
Shell side	
a. ID	: 25 in (63,5 cm)
b. Baffle space	: 17,25 in (43,82 cm)
c. Passes	: 1
d. Pressure drop	: 0,11966 psi (0,0081 atm)
Tube side	
e. OD	: 1 in (2,54 cm)
f. BWG	: 16
g. Passes	: 2
h. ID	: 25 in (63,5 cm)
i. U _c	: 250 Btu/hr ft ² °F : 1220,61 kcal/m ² .jam.°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 99.590,03

20. Vaporizer 01

Kode : Vp-01

Tugas : Memanaskan dan menguapkan umpan reactor sebanyak
23796,9493 kg/jam.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi : 101 C , 14,6 atm

Spesifikasi :

Shell side

- a. ID : 25 in (63,5 cm)
- b. *Baffle space* : 10 in (25,4 cm)
- c. *Pressure drop* : 0,02771 psi (0,0019 atm)
- d. *Passes* : 1

Tube side

- e. OD : 0,75 in (1,91 cm)
- f. ID : 0,62 in (1,57 cm)
- g. BWG : 16
- h. *Passes* : 2
- i. *Pressure drop* : 0,03581 psi (0,0024 atm)
- j. Panjang : 8 in (0,2032 m)
- k. Ud : 95,22062 Btu/hr ft² °F
: 464,908 kcal/m².jam. °C

Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Harga	: US \$ 673.136,58

21. Kompresor 01

Kode	: K-01
Tugas	: Menekan gas yang keluar dari AC-01 dari tekanan 5 atm menjadi 14.6 atm sebanyak 42,0708 kg/jam.
Jenis	: <i>centrifugal</i>
Kondisi Operasi	
a. Rasio Kompresi	: 2,92
b. Daya motor	: 0,16 hp
c. Daya kompresor	: 0,13 hp
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Harga	: \$ 9.312,60

22. Kompresor 02

Kode	: K-02
Tugas	: Menekan gas H ₂ dari tekanan 2 atm menjadi 5,4 atm sebanyak 6,0718 kg/jam.

Jenis : *centrifugal*

Kondisi Operasi

- a. Rasio Kompresi : 2,7
- b. Daya motor : 0,28 hp
- c. Daya kompresor : 0,35 hp

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : \$ 9.312,60

23. Kompresor 03

Kode : K-03

Tugas : Menekan gas H₂ dari tekanan 5,4 atm menjadi 14,6 atm
sebanyak 6,0718 kg/jam.

Jenis : *centrifugal*

Kondisi Operasi

- a. Rasio Kompresi : 2,7
- b. Daya motor : 0,28 hp
- c. Daya kompresor : 0,35 hp

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon steel SA 285 grade C*

Harga : \$ 9.312,60

24. Pompa (P-01)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku HCL ke tangki penyimpanan (TP-01) sebanyak 12500 kg/jam.	
Jenis	: <i>Multistage stage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Radial flow impeller</i>	
Kapasitas	: 100,3771894 gpm (0,3799 m ³ /menit)	
Ukuran pipa		
NPS	: 2 in	(5,08 cm)
Sch No	: 40	
OD	: 2,0563 in	(5,22 cm)
ID	: 2,067 in	(5,25 cm)
Head pompa	: 101,5314172 ft	(30.9468 m)
Tenaga pompa	: 1,41312 Hp	
Tenaga motor	: 1,5 Hp Standar NEMA	
Putaran standar	: 2900 rpm	
Jumlah	: 2 buah	
Harga	: US\$ 4930,20	

25. Pompa (P-02)

Fungsi	: Untuk memompa umpan larutan HCL dari tangki HCL ke HE-01 sebanyak 157,894725 kg/jam.
--------	--

Jenis	: <i>Multistage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Radial flow impeller</i>	
Kapasitas	: 1,267922297 gpm (0,00479 m ³ /menit)	
Ukuran pipa		
NPS	: 0,125 in	(0,03175 cm)
Sch No	: 40	
OD	: 0,2118 in	(0,54 cm)
ID	: 0,269 in	(0,68 cm)
Head pompa	: 220,8996961 ft	(67,3302 m)
Tenaga pompa	: 0,03884 Hp	
Tenaga motor	: 0,05 Hp Standar NEMA	
Putaran standar	: 2900 rpm	
Jumlah	: 2 buah	
Harga	: US\$ 547,80	

26. Pompa (P-03)

Fungsi	: Untuk mengalirkan bahan baku n-butana ke tangki penyimpanan 3 (TP-03) sebanyak 62500 kg/jam.	
Jenis	: <i>Multistage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Radial flow impeller</i>	
Kapasitas	: 485,183803 gpm (1,8364 m ³ /menit)	

Ukuran pipa

NPS : 6 in (0,1524 m)

Sch No : 40

OD : 4,6893 in (0,1191 m)

ID : 6,065 in (0,1541 m)

Head pompa : 112,5448488 ft (34,3037 m)

Tenaga pompa : 7,83201 Hp

Tenaga motor : 10 Hp Standar NEMA

Putaran standar : 1450 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : US\$ 6792,72

27. Pompa (P-04)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku n-butana dari tangki
penyimpan 3 (TP-03) ke vaporizer sebanyak
14407,6341 kg/jam

Jenis : *Multistage centrifugal pump*

Tipe : *Axial flow impeller*

Kapasitas : 139,80701 gpm (0,5292 m³/menit)

Ukuran pipa

NPS : 2,5 in (6,35 cm)

Sch No	: 40	
OD	: 2,45533 in	(6,236 cm)
ID	: 2,469 in	(6,27 cm)
Head pompa	: 70,26872 ft	(21,41791 m)
Tenaga pompa	: 1,4091 Hp	
Tenaga motor	: 1,5 Hp Standar NEMA	
Putaran standar	: 2900 rpm	
Jumlah	: 2 buah	
Harga	: US\$ 6573,60	

28. Pompa (P-05)

Fungsi	: Untuk mengalirkan cairan refluk dari separator 1 (SP-01) sebanyak 6544,13672 kg/jam.	
Jenis	: <i>Single stage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>	
Kapasitas	: 66,57559641 gpm (0,2519 m ³ /menit)	
Ukuran pipa		
NPS	: 1,5 in	(3,81 cm)
Sch No	: 40	
OD	: 1,6030 in	(4,07 cm)
ID	: 1,61 in	(4,09 cm)

Head pompa : 6,764847251 ft (2,0619 m)
Tenaga pompa : 0,04929 Hp
Tenaga motor : 0,05 Hp Standar NEMA
Putaran standar : 2900 rpm
Jumlah : 2 buah
Harga : US\$ 4382,40

29. Pompa (P-06)

Fungsi : Untuk mengalirkan produk bawah menara distilasi
(MD-02) sebanyak 10328,24694 kg/jam.
Jenis : *Single stage centrifugal pump*
Tipe : *Radial flow impeller*
Kapasitas : 49,0258438 gpm (0,1856 m³/menit)
Ukuran pipa
NPS : 1,5 in (3,81 cm)
Sch No : 40
OD : 1,5329 in (3,89 cm)
ID : 1,61 in (4,09 cm)
Head pompa : 302,9895132 ft (92,3512 m)
Tenaga pompa : 3,48435 Hp
Tenaga motor : 5 Hp Standar NEMA

Putaran standar	: 2900 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US\$ 3834,60

30. Pompa (P-07)

Fungsi	: Untuk mengalirkan dari produk ke tangki penyimpanan 4 (TP-04) sebanyak 14700,89225 kg/jam.	
Jenis	: <i>Single stage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>	
Kapasitas	: 49,13587451 gpm (0,1859 m ³ /menit)	
Ukuran pipa		
NPS	: 2 in	(5,08 cm)
Sch No	: 40	
OD	: 1,6175 in	(4,11 cm)
ID	: 2,067 in	(5,25 cm)
Head pompa	: 7,009822148 ft	(2,1366 m)
Tenaga pompa	: 0,11474 Hp	
Tenaga motor	: 0,125 Hp Standar NEMA	
Putaran standar	: 1450 rpm	
Jumlah	: 2 buah	
Harga	: US\$ 7121,40	

31. Pompa (P-08)

Fungsi	: Untuk mengalirkan produk dari tangki penyimpan ke distributor sebanyak 52500 kg/jam.	
Jenis	: <i>Single stage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>	
Kapasitas	: 175,4746153 gpm (0,6642 m ³ /menit)	
Ukuran pipa		
NPS	: 4 in	(10,16 cm)
Sch No	: 40	
OD	: 3,1356 in	(7,96 cm)
ID	: 4,026 in	(10,23 cm)
Head pompa	: 10,78121105 ft	(3,2861 m)
Tenaga pompa	: 0,63022 Hp	
Tenaga motor	: 0,75 Hp Standar NEMA	
Putaran standar	: 1450 rpm	
Jumlah	: 2 buah	
Harga	: US\$ 547,80	

32. Pompa (P-09)

Fungsi	: Untuk mengalirkan refluk MD-01 sebanyak 30,73565 kg/jam.
--------	--

Jenis	: <i>Single stage centrifugal pump</i>	
Tipe	: <i>Radial flow impeller</i>	
Kapasitas	: 0,389366308 gpm (0,00147 m ³ /menit)	
Ukuran pipa		
NPS	: 1 in	(2,54 cm)
Sch No	: 40	
OD	: 0,1070 in	(0,27 cm)
ID	: 1,049 in	(2,6645 cm)
Head pompa	: 11,48527344 ft	(3,5007 m)
Tenaga pompa	: 0,00039 Hp	
Tenaga motor	: 0,05 Hp Standar NEMA	
Putaran standar	: 1450 rpm	
Jumlah	: 2 buah	
Harga	: US\$ 7121,40	

3.3 PERENCANAAN PRODUKSI

Setting perencanaan produksi isobutana dari bahan baku n-butana dengan kapasitas 100.000 ton/tahun.

3.3.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.1. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C_3H_8	5.749994	253.5575	5.74999433	253.5575
iC_4H_{10}	0.000573	0.0333	226.063817	13139.7333
nC_4H_{10}	241.7304	14050.3368	15.6671392	910.6368
C_5H_{12}	1.437354	103.7065	1.43735361	103.7065
H_2O	4.557608	82.1053	4.55760755	82.1053
H_2	3.022426	6.1053	3.00584158	6.0718
HCl	1.211247	44.2105	1.21124658	44.2105
Total	257.7096	14540.0552	257.693	14540.0217

3.3.2 Neraca Massa Peralatan Proses

Tabel 3.2. Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C_3H_8	5.7500	253.5575	5.7500	253.5575
iC_4H_{10}	10.4293	606.1900	236.4925	13745.8900
nC_4H_{10}	376.7721	21899.5000	150.7088	8759.8000
C_5H_{12}	14.3735	1037.0650	14.3735	1037.0650
H_2O	0.0393	0.7075	0.0393	0.7075
H_2	30.0582	60.7175	30.0582	60.7175
HCl	11.5068	420.0000	11.5068	420.0000
Total	448.9291	24277.7375	448.9291	24277.7375

Tabel 3.3. Neraca Massa di Menara Distilasi-01

Komponen	Masuk	Keluar	
	Umpan	Distilat	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C_3H_8	-	-	-
iC_4H_{10}	-	-	-
nC_4H_{10}	-	-	-
C_5H_{12}	-	-	-
H_2O	82.1052	0.0708	82.0344
H_2	-	-	-
HCl	44.2105	42	2.2105
SubTotal	126.3157	42.0708	84.2449
Total	126.3157	126.3157	

Tabel 3.4. Neraca Massa di Menara Distilasi-02

Komponen	Masuk	Keluar	
	Umpan	Distilat	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C_3H_8	253.5575	253.5575	-
iC_4H_{10}	13745.8900	13072.3825	673.5075
nC_4H_{10}	8759.8000	38.5075	8721.2925
C_5H_{12}	1037.0650	-	1037.0650
H_2O	0.7075	-	0.7075
H_2	-	-	-
HCl	-	-	-
SubTotal	23797.0200	13364.4475	10432.5725
Total	23797.0200	23797.0200	

3.3.3 Penentuan Neraca Panas

Tabel 3.5. Neraca Panas di Reaktor

KOMPONEN	Masuk	Keluar
	kcal/jam	kcal/jam
Umpan reaktor	1425975.075	
Panas reaksi	88337.5082	
Produk reaktor		1493498.005
Heat loss		20814.578
Total	1514312.583	1514312.583

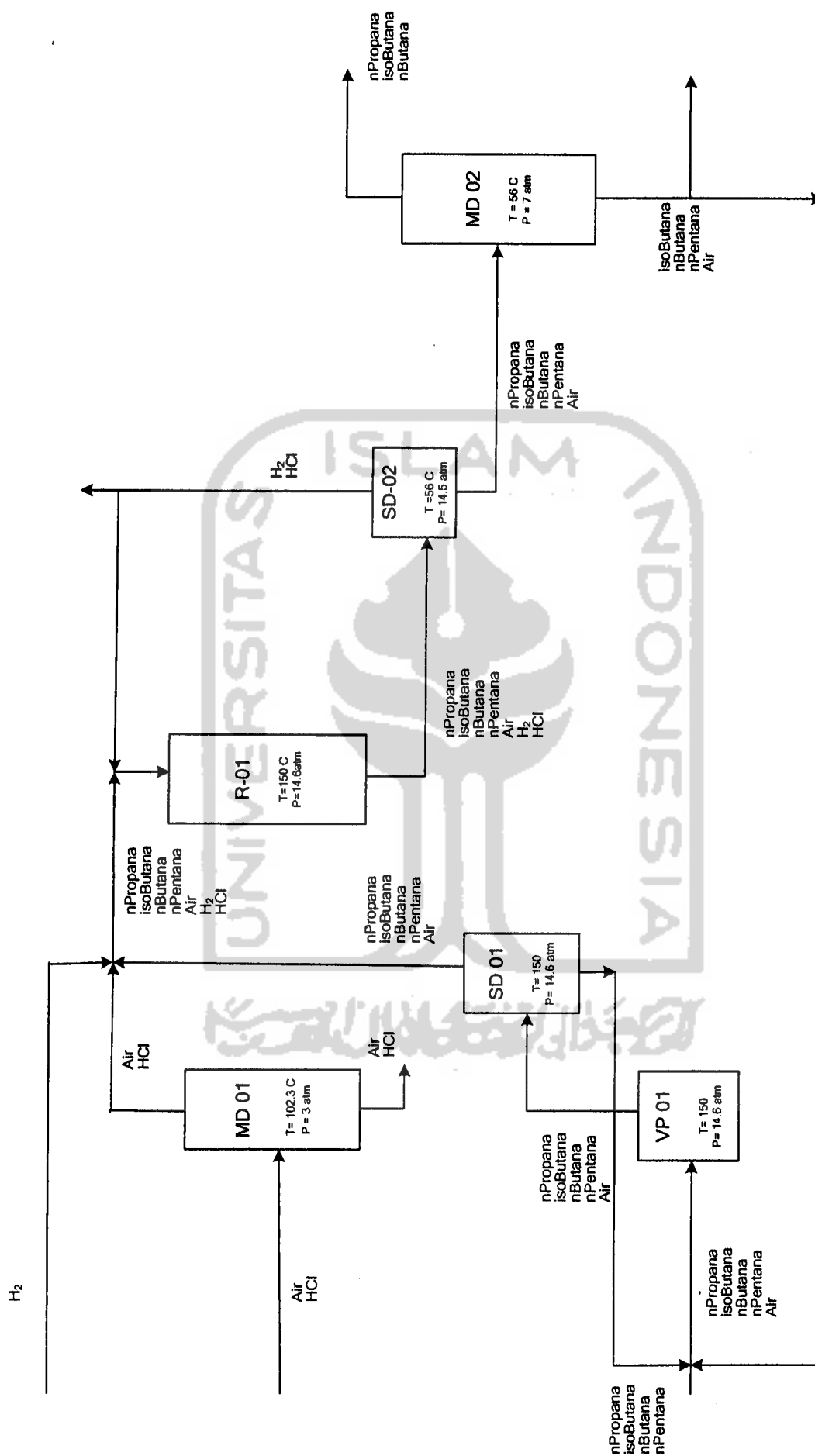
Tabel 3.6. Neraca Panas di Menara Distilasi-01

KOMPONEN	Masuk	Keluar
	kcal/jam	kcal/jam
Umpan	45.7911	
Beban reboiler	55760.1221	
Produk atas		8.0520
Produk bawah		38.0157
Beban kondensor		648.7350
Heat loss		55111.1105
Total	55805.9132	55805.9132

Tabel 3.7. Neraca Panas di Menara Distilasi-02

KOMPONEN	Masuk	Keluar
	kcal/jam	kcal/jam
Umpan	11996.1539	
Beban reboiler	2563715.955	
Produk atas		5817.9582
Produk bawah		5392.1049
Beban kondensor		1920886.2
Heat loss		643615.8459
Total	2575712.109	2575712.109





Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 LOKASI PABRIK

Lokasi pabrik sangat menentukan kelayakan ekonomis pabrik setelah beroperasi. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peters and Timmerhaus, 2003).

Faktor-faktor penentu pemilihan lokasi pabrik meliputi :

1. Ketersediaan bahan mentah
2. Kedekatan dengan pasar
3. Ketersediaan sumber energi
4. Iklim setempat
5. Fasilitas transportasi
6. Ketersediaan air
7. Adanya fasilitas pembuangan / pengolahan limbah
8. Ketersediaan tenaga kerja
9. Hukum dan pajak setempat
10. Karakteristik tempat

11. Perlindungan terhadap bahaya banjir dan kebakaran
12. Faktor sosial budaya masyarakat

Pabrik isobutana direncanakan akan didirikan di Palembang, dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1. Dekat dengan bahan baku n-butana.

n-butana ini direncanakan diperoleh dari LNG PT.ARUN yang berlokasi di Aceh. Karena n-butana merupakan gas maka akan lebih murah jika pabrik berada dekat dengan sumbernya sehingga memungkinkan transportasi memakai sistem pemipaan yang tidak terlalu panjang dan juga dapat meminimalkan *storage*.

2. Merupakan daerah yang menjadi kawasan industri

3. Tersedianya tenaga kerja.

Tenaga kerja, baik yang terlatih maupun tidak dapat diperoleh dengan mudah.

4. Fasilitas transportasi

Fasilitas transportasi, baik transportasi darat berupa jalan raya dan rel kereta api maupun fasilitas pelabuhan telah tersedia dengan baik.

5. Karakteristik tempat

Dengan adanya kawasan industri yang telah tertata cukup lama menjadikan infrastruktur yang diperlukan sudah lengkap.

6. Faktor sosial budaya masyarakat

Dengan adanya kawasan industri yang cukup lama menyebabkan kondisi sosial masyarakat telah menyesuaikan dengan lingkungan industri sehingga dapat meminimalkan dampak negatif karena adanya pendirian pabrik baru.

4.2 TATA LETAK PABRIK

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian - bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari segi hubungan yang satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan kelancaran produksi dapat dijamin kelancarannya.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan penempatan alat - alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi.

Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat - alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan.

Hal - hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

b. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat - alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor - faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan system pertolongan jika sewaktu - waktu terjadi hal - hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpan bahan baku dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat - tempat rawan.

c. Luas areal yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan areal, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang - kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

d. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain - lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

e. Penempatan instalasi dan utilitas

Distribusi gas, udara, air dan listrik memerlukan instalasi pada setiap pabrik, sehingga keteraturan penempatan instalasi akan membantu kemudahan kerja dan *maintenance*.

f. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

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

1) Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula dan masjid.

2) Daerah proses dan perluasan.

Merupakan lokasi alat - alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3) Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

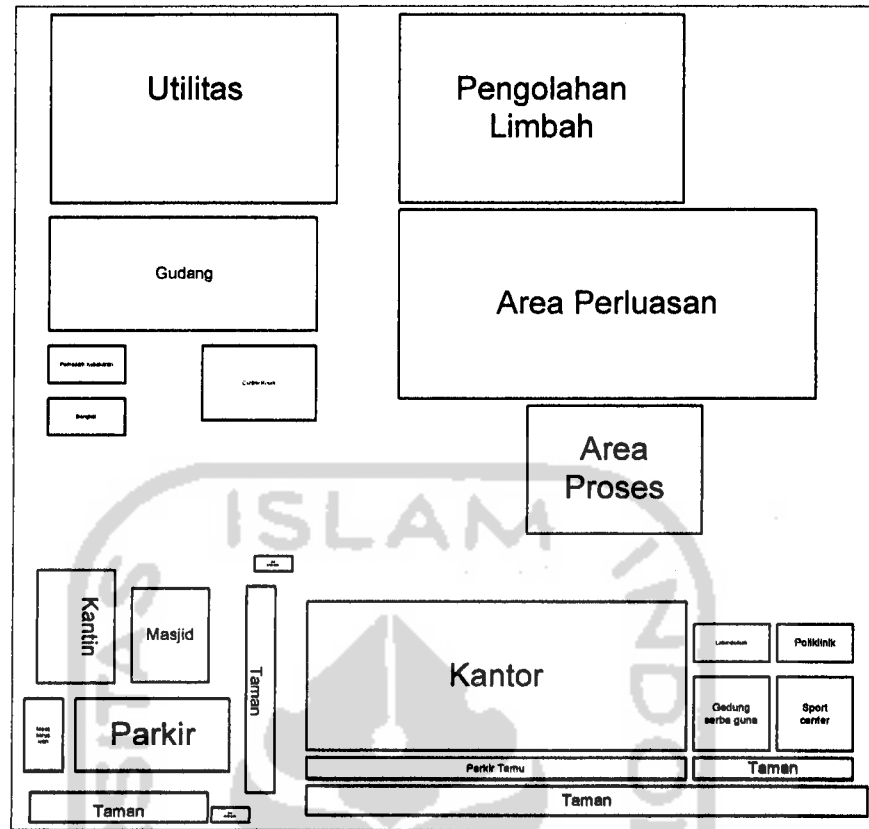
- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat - alat produksi yang fleksibel.

Tabel 4.1. Areal Bangunan Pabrik Isobutana

lokasi	luas m ²
Gedung Kantor	4000
Pos Jaga	1200
parkir 1	800
parkir 2	300
Gedung serba guna	400
Klinik	200

**Pra Rancangan Pabrik Isobutana
dari n-butana
Kapasitas 100.000 Ton/Tahun**

Masjid	500
Kantin	600
Bengkel	200
Pemadam kebakaran	200
Gudang	2300
Laboratorium	200
Utilitas	3800
Daerah proses	1564
Control room	300
UPL	3800
Mess karyawan	1000
Jalan dan taman	10776
Area perluasan	5500
Sport center	400
Luas	38.040



Skala 1 : 2000

Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik Isobutana

4.3 TATA LETAK ALAT

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

a. 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 elevasi pipa, di mana 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 bekerja.

b. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

c. Cahaya

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

d. Lalu lintas manusia

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

alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Tata letak alat proses

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

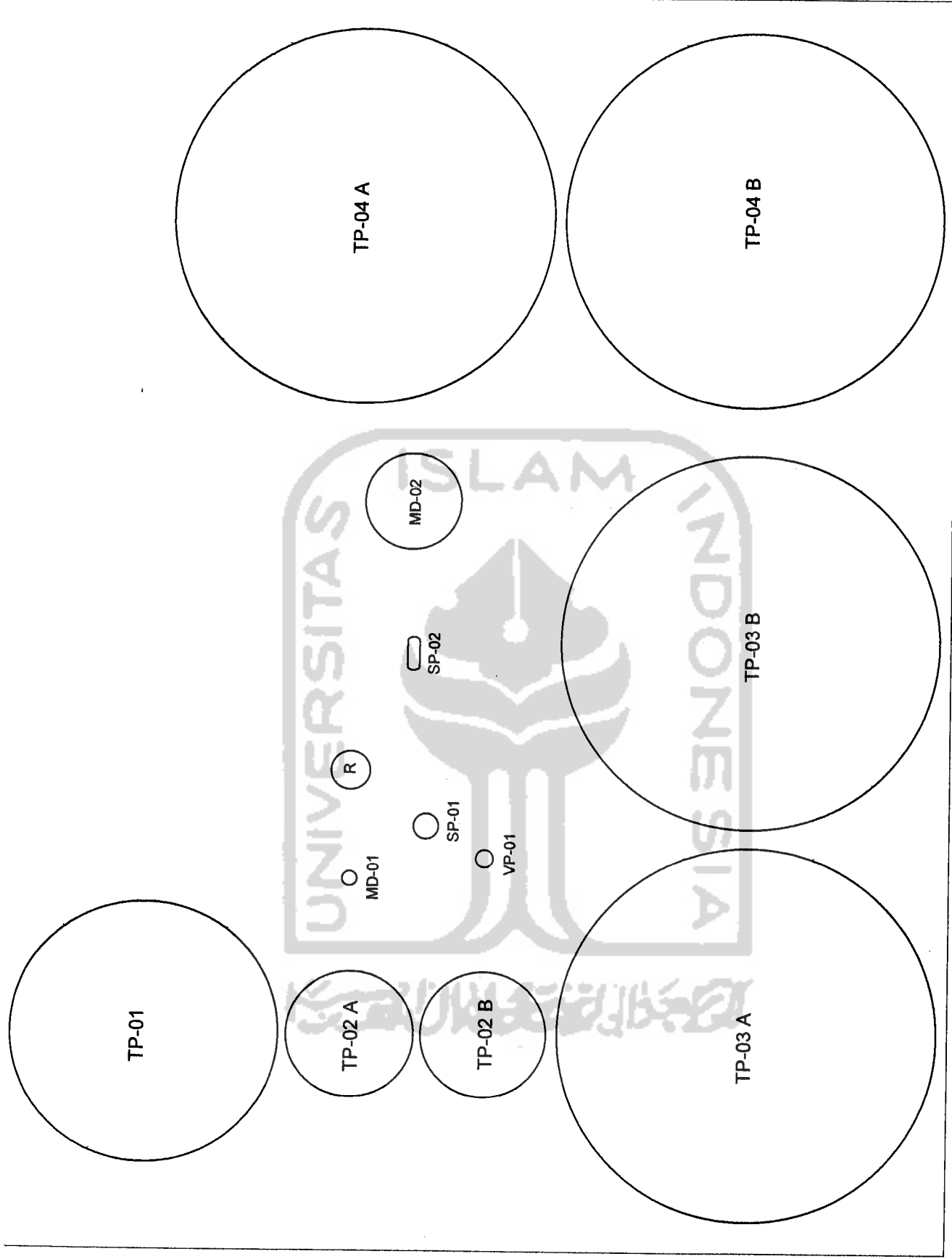
f. Jarak antar alat proses

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 alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- 1) Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- 2) Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- 3) Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- 4) Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- 5) Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Berikut gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar 4.2 tata letak alat (*equipment lay out*) Isobutana dengan kapasitas 100.000 ton/tahun.



Skala 1 : 200

Gambar 4.2. Tata Letak Alat Proses

4.3.1 PERAWATAN (MAINTENANCE)

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

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

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

a. *Over haul* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor - faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- Umur alat

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

- Bahan baku

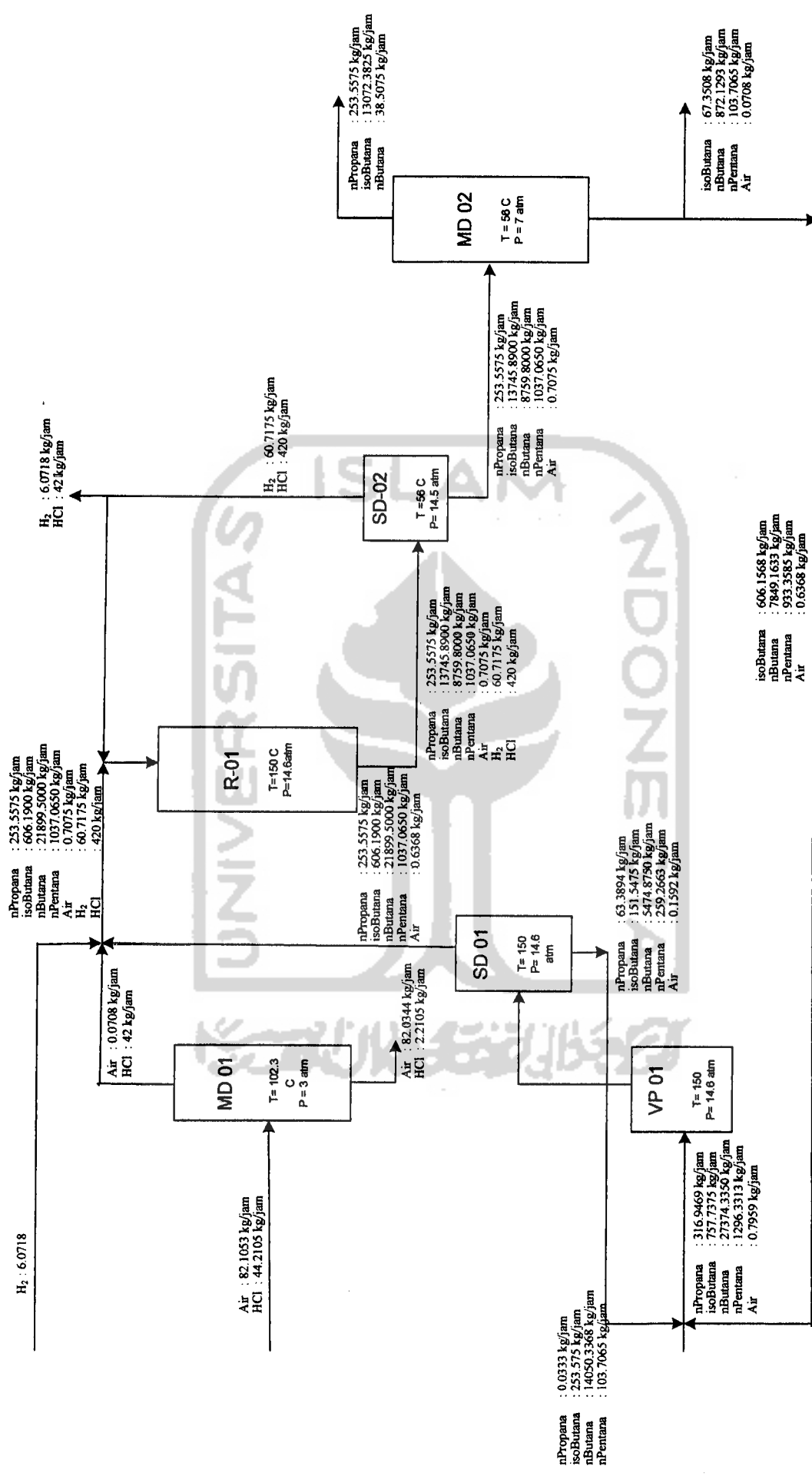
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

- Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.4 ALIR PROSES DAN MATERIAL

Diagram alir proses dan material dapat dilihat pada gambar 4.3.



Gambar 4.3 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 UTILITAS

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

- 1) Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
- 2) Unit Pembangkit Steam
- 3) Unit Pembangkit Listrik
- 4) Unit Penyediaan Bahan Bakar
- 5) Unit Pengadaan Udara Tekan
- 6) Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

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 isobutana ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik 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 jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi.

2) Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- a) Zat - zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

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

- c) Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

3) Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a) Syarat fisika, meliputi:

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

b) Syarat kimia, meliputi:

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

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi:

a. 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:

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

b) Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan 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 di *blowdown* 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.

b. 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 secara periodik dengan *back washing*.

c. 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.

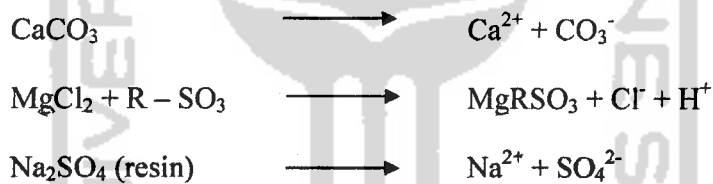
Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

1) 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:



2) Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (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:



3) 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:



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.

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Kebutuhan *steam* pada pabrik Isobutana digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube reboiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flange* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

a) Kebutuhan *steam*

$$\text{Kebutuhan steam} = 8.387,6875 \text{ kg/jam}$$

b) Luas *transfer* panas

$$\text{Luas transfer panas} = 281,5487 \text{ ft}^2$$

c) Kapasitas *boiler*

$$\text{Efisiensi boiler} = 80\%$$

$$\text{Kapasitas Boiler (Q)} = 16,3182 \text{ KJ/jam}$$

d) Kebutuhan bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk *boiler* adalah *fuel oil*, dengan *heating value* 18.358,7300 Btu/lb, *density* (ρ) = 54,2600 lb/ft³

$$\text{Bahan Bakar yang dibutuhkan} = 15,5274 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

4.5.3 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk alat kontrol *pneumatic*. Kebutuhan setiap alat kontrol *pneumatik* sekitar 2884 Kg/jam. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kondensor dan tangki udara.

4.5.4 Unit Pembangkit Listrik.

Kebutuhan tenaga listrik suatu industri dapat diperoleh dari:

- Supply dari PLN
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (*generator set*)

Pada perancangan pabrik isobutana ini, kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN (Pembangkit Listrik Negara) dan *generator* sebagai cadangan. *Generator* yang digunakan adalah *generator* jenis arus bolak-balik. Hal ini berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tenaga dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan *transformator*.

Generator AC yang digunakan jenis *generator AC* tiga fasa yang mempunyai keuntungan:

- Tegangan listrik stabil.
- Daya kerja lebih besar.
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.
- Motor tiga fasa harganya lebih murah dan sederhana.

Kebutuhan listrik dapat di bagi:

- 1) Listrik untuk keperluan proses

4.5.4.1 Peralatan proses

Tabel 4.2. Daftar Kebutuhan untuk Proses

No	Nama alat	Power (HP)
1	Pompa 01	3
2	Pompa 02	0,166
3	Pompa 03	15
4	Pompa 04	3
5	Pompa 05	1
6	Pompa 06	7,5
7	Pompa 07	1,5
8	Pompa 08	0,05
9	Pompa 09	15
Total		46,216

4.5.4.2 Peralatan utilitas

Tabel 4.3. Daftar Kebutuhan untuk Utilitas

No	Nama alat	Power (HP)
1	Pompa 01	3
2	Pompa 02	3
3	Pompa 03	1,5
4	Pompa 04	1,5
5	Pompa 05	3
6	Pompa 06	3
7	Pompa 07	20
8	Pompa 08	7,5
9	Pompa 09	15
10	Pompa 10	0,5
11	Pompa 11	0,05
12	Pompa 12	0,5
13	Pompa 13	0,13
14	Bak penggumpal	3
15	Fan cooling tower	10
16	Kompresor	2,25
17	Penggerak daya boiler	50
18	Pengaduk clarifier	3
Jumlah		126,93

Kebutuhan total listrik untuk keperluan proses = 92,432 HP

$$1 \text{ HP} = 0,7457 \text{ Kw}$$

$$= 0,7457 \text{ Kw} \times 92,432 \text{ HP}$$

$$= 69,93 \text{ Kw}$$

2) Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

a. Alat kontrol diperkirakan = 10 kw

b. Penerangan diperkirakan = 360 kw

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

❖ Bahan bakar untuk *boiler*

$$\text{Kebutuhan fuel oil} = 2,2042 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 57,3245 \text{ L/jam}$$

❖ Bahan bakar untuk *generator*

Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

$$\text{Jenis bahan bakar} = \text{Solar}$$

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = 99,54 \text{ Kg/jam}$$

$$= 114,53 \text{ L/jam}$$

4.5.6 Unit Pengolahan Air Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik isobutana dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

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

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

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

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

4.5.7 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan, baik limbah gas maupun limbah cair. Limbah gas berupa CO_2 , SO_3 , dan CO dan cair berupa air limbah hasil proses. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atau mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian

mutu meliputi analisa bahan baku dan analisa proses, analisa kualitas produk. Tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku yang akan digunakan.
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan.
3. Memeriksa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik.

4.5.8 Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik isobutana ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu itu.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi :

1. Air proses penjernihan, yang dianalisa pH, SiO_2 , Ca sebagai CaCO_3 , sulfur sebagai SO_4^{4-} , Klor sebagai Cl_2 dan zat padat terlarut.
2. Air bebas mineral, analisis sama dengan penukar ion.
3. BFW, yang dianalisa pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dan kadar Fe.
4. Air dalam boiler, yang dianalisa pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO_3 , SO_3 , PO_4^{2-} , SiO_2 .
5. Air minum yang dihasilkan dianalisa pH, chlor, kekeruhan.

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

1. Laboratorium pengamatan.
2. Laboratorium analitik.
3. Laboratorium penelitian pengembangan dan perlindungan lingkungan.

4.5.9 Laboratorium Pengamatan

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

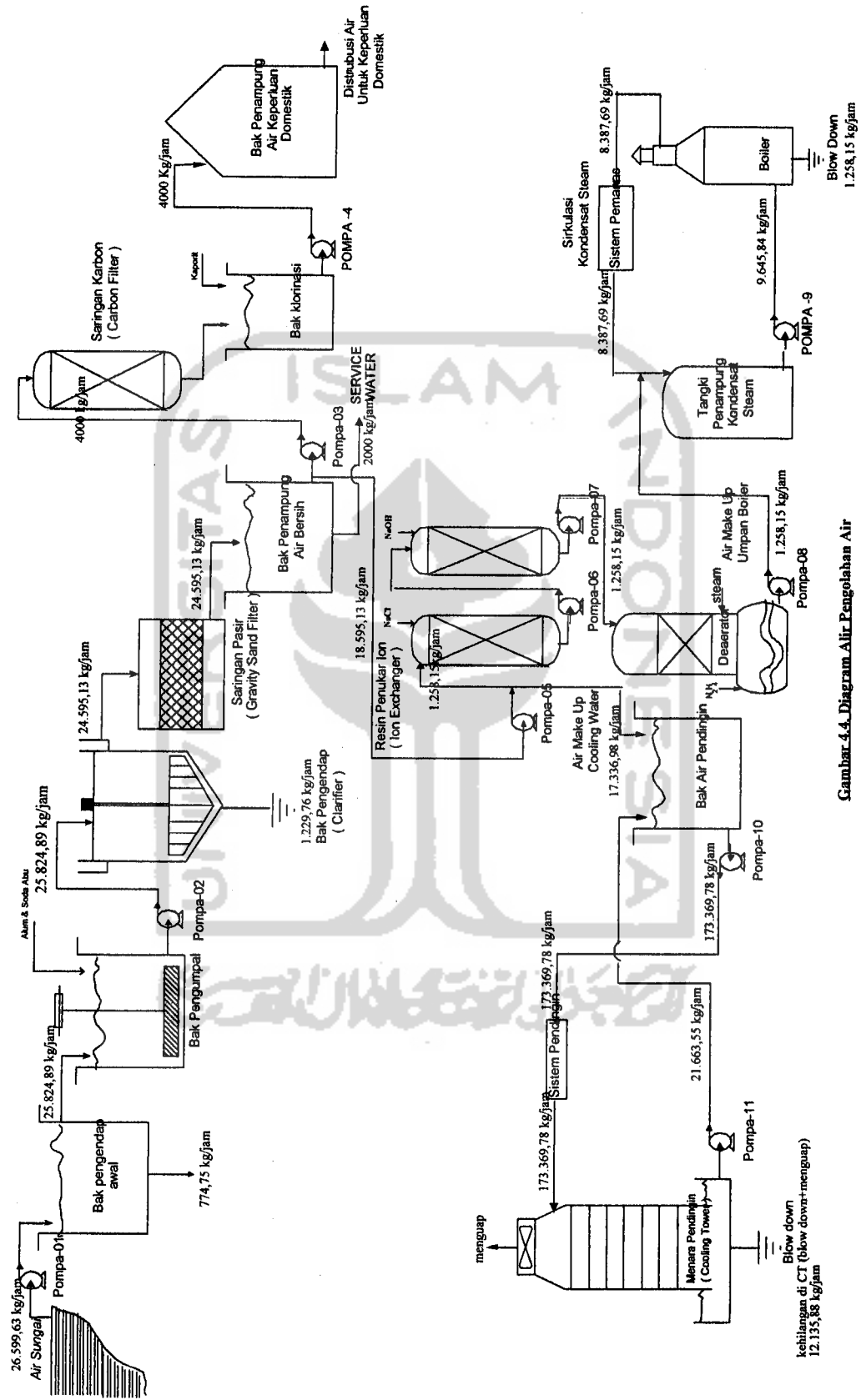
4.5.10 Laboratorium Analitik

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku dan produk akhir.

4.5.11 Laboratorium Penelitian Pengembangan dan Lingkungan

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan.

Diagram alir proses pengolahan air pabrik Isobutana Kapasitas 100.000 ton/tahun dapat dilihat pada gambar 4.4



Gambar 4.4. Diagram Air Pengolahan Air

4.6 ORGANISASI PERUSAHAAN

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik Isobutana ini direncanakan didirikan pada tahun 2010 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

1. Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
2. Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
3. Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
4. Efisiensi Manajemen. para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
5. Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.
6. Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas antara lain :

1. Didirikan dengan akta 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. Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.6.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu misi dan visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian - bagian dalam perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi dengan mudah diketahui wewenang dan tanggung jawab masing-masing personil atas jabatan yang disandangnya, sehingga dapat bekerja sesuai dengan tugas dan wewenangnya.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas

- b. Pendelegasian wewenang
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem lini dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, 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 bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan dan quality assurance (QA). Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membawahi bidang pemasaran, administrasi dan keuangan serta personalia dan umum. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing - masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi (supervisor) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staff perusahaan pada masing - masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing - masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang - orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

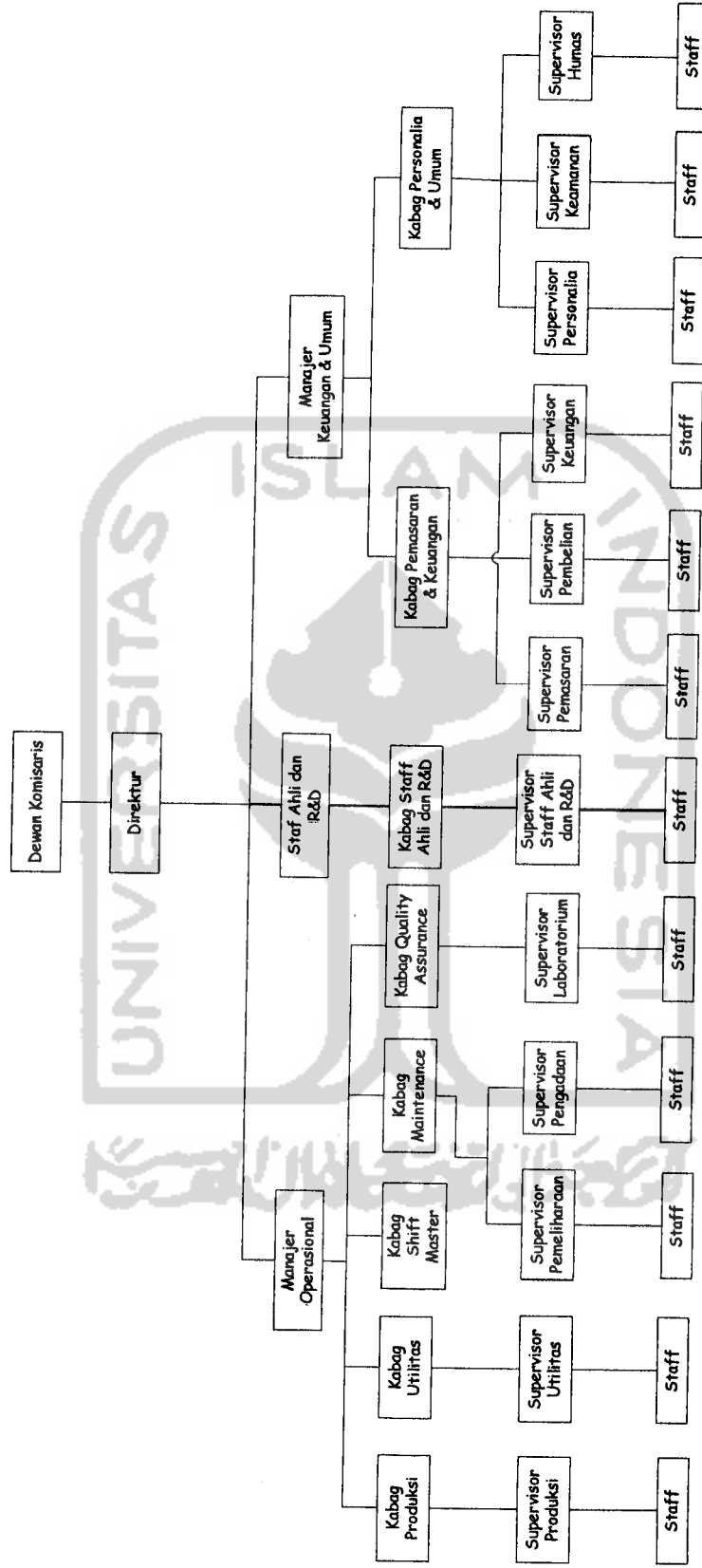
1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.

3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Struktur organisasi pabrik isobutana dapat dilihat pada gambar 4.5.



STRUKTUR ORGANISASI



GAMBAR 4.5. STRUKTUR ORGANISASI
PABRIK ISOBUTANA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

4.6.3 Tugas dan Wewenang

Dengan sistem pembagian tugas menurut wewenang akan memudahkan dalam menyelesaikan tugas dan pekerjaan yang menjadi tanggung jawab setiap anggota organisasi. Berikut ini adalah penjelasan secara garis besar mengenai tugas dan wewenang anggota organisasi.

a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Adapun keputusan yang dihasilkan dari rapat tersebut adalah:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Perusahaan.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenangnya:

1. Pemegang saham dan penentu kebijakan kepentingan perusahaan.
2. Mengatur dan mengkoordinir kepentingan para pemegang saham sesuai dengan ketentuan yang digariskan dalam anggaran dasar perusahaan.

3. Memberikan penilaian dan mewakili para pemegang saham atas pengesahan neraca dan perhitungan rugi laba tahunan serta laporan lain yang disampaikan oleh direksi.
4. Bertanggung jawab atas stabilitas jalannya perusahaan dalam jangka panjang, baik bersifat ekstern maupun intern.

c. **Direktur**

Tugas dan wewenangnya:

1. Pejabat tinggi, memimpin perusahaan bersama - sama manajer.
2. Mengusahakan tercapainya tujuan perusahaan sesuai dengan anggaran dasar.
3. Memutuskan besarnya gaji dan upah.
4. Memberikan pengawasan, pengarahan dan petunjuk guna mendapatkan suatu langkah kerja yang baik.
5. Mengambil keputusan dipenuhi atau tidaknya jumlah produksi yang dilakukan.
6. Bertanggung jawab atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan kepada

Dewan Komisaris.

d. **Staf Ahli dan R&D**

1) **Staf Ahli**

Staf ahli terdiri dari tenaga - tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik

maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bidangnya.

Tugas dan wewenangnya :

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

2) Staf R&D

Staf R&D ini bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang penelitian dan pengembangan.

Tugas dan wewenangnya :

1. Memperbaiki proses, perencanaan alat dan pengembangan produksi.
2. Meningkatkan mutu produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja.

e. Manajer

Tugas dan wewenangnya:

1. Berkoordinasi bersama seluruh Kepala Bagian untuk memastikan berjalannya perusahaan sesuai dengan rencana yang ditetapkan.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Berkoordinasi dengan Direktur dalam menentukan strategi dan target perusahaan.

4. Bertanggung jawab kepada Direktur atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan.

f. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya:

- a. Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada manajer produksi dan teknik dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.
- b. Mengadakan kerja sama dengan pihak luar dalam hal pengadaan bahan baku, memberikan laporan mengenai hasil produksi kepada manajer produksi dan teknik serta menjaga kualitas produksi.
- c. Merencanakan pembagian tugas karyawan.
- d. Mengawasi cara kerja karyawan yang menjadi tanggung jawabnya.
- e. Menjaga agar kondisi ruangan (RH) agar tetap dalam keadaan yang diinginkan.
- f. Mengatur pembagian istirahat karyawan agar tidak mengganggu kelancaran produksi.

- g. Memperhatikan masalah - masalah yang terjadi dan segera diantisipasi agar proses dapat berjalan sesuai yang direncanakan.
- h. Bekerja sama dengan bidang lain guna kelancaran proses produksi.
- i. Bertanggung jawab atas hasil produk yang telah diproduksi.

2. Kepala Bagian Utilitas

Tugas dan wewenangnya:

- a. Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi.
- b. Bertanggung jawab kepada manajer produksi dan teknik atas hal - hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.
- c. Mengkoordinir supervisor yang menjadi bawahannya.

3. Kepala Bagian Maintenance membawahi :

a. Supervisor Pemeliharaan Peralatan

Tugas Supervisor Pemeliharaan Peralatan antara lain :

- 1) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas dan peralatan pabrik.
- 2) Memperbaiki peralatan pabrik.

b. Supervisor Pengadaan Peralatan

Tugas Supervisor Pengadaan Peralatan antara lain :

- 1) Merencanakan penggantian alat.
- 2) Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

4. Kepala Bagian Quality Assurance (QA)

Tugas dan wewenangya:

- a. Menetapkan standar kualitas dari produk yang dihasilkan perusahaan.
- b. Penghubung antara konsumen dengan pihak perusahaan untuk masalah komplain produk.
- c. Merencanakan perbaikan produk yang mengalami kerusakan.
- d. Melaksanakan pengawasan dan mengkoordinir proses quality control.

Kepala Bagian Quality Assurance (QA) membawahi :

Supervisor Laboratorium

Tugas Supervisor Laboratorium :

- 1) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- 2) Mengawasi dan menganalisa produk
- 3) Mengawasi kualitas buangan pabrik.

5. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan dan Umum dalam bidang keuangan dan pemasaran.

a. Supervisor Pembelian

Tugas Supervisor Pembelian antara lain :

- 1) Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- 2) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- 3) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Supervisor Pemasaran

Tugas Supervisor Pemasaran antara lain :

- 1) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- 2) Mengatur distribusi barang dari gudang.

c. Supervisor Keuangan

Tugas Supervisor Keuangan antara lain :

- 1) Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- 2) Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

6. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a. Supervisor Personalia

Tugas Supervisor Personalia antara lain :

- 1) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- 2) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- 3) Melaksanakan hal - hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Supervisor Humas

Tugas Supervisor Humas antara lain :

- 1) Mengatur hubungan dengan masyarakat dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c. Supervisor Keamanan

Tugas Supervisor Keamanan antara lain :

- 1) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- 2) Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.
- 3) Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

g Supervisor

Supervisor adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing - masing, agar diperoleh

hasil uang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Supervisor akan membawahi staff. Setiap Supervisor bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing - masing sesuai dengan seksinya.

Tugas dan wewenangnya:

1. Merencanakan rekrutmen dan pembinaan karyawan guna pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM) perusahaan.
2. Mengarahkan staff dan karyawan secara langsung untuk mencapai sasaran perusahaan.
3. Mengadakan pertemuan perorangan maupun kelompok untuk menciptakan hubungan yang baik, sehingga menimbulkan suasana yang menyenangkan dengan tidak meninggalkan peraturan - peraturan yang telah ditetapkan perusahaan.
4. Memberikan motivasi kepada seluruh staff dan karyawan agar bekerja dengan kesadaran dan tanggung jawab serta mematuhi peraturan yang telah ditetapkan.
5. Memberikan teguran dan peringatan apabila terjadi pelanggaran.
6. Mengadakan pembinaan disiplin kerja.
7. Melaksanakan absensi staff dan karyawan.
8. Bertanggung jawab atas pengawasan, kebersihan, keamanan dan ketertiban perusahaan.
9. Melaksanakan kerja sama dan hubungan yang baik dengan perusahaan lain atau masyarakat sekitar.

10. Bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan dengan karyawan, perusahaan lain dan masyarakat sekitar.

4.6.4 Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem penggajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda - beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

a Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada tiap akhir pekan.

c Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, system upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu pekerjaan.

Pabrik Isobutana ini direncanakan beroperasi setiap hari, dengan jam kerja efektif selama 24 jam/hari. Adapun karyawan yang bekerja dibagi menjadi dua kelompok, yaitu :

a. Karyawan non shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah : Direktur, Staf Ahli, Manajer, Kepala Bagian serta staff yang berada di kantor. Karyawan non shift dalam seminggu bekerja selama 6 hari, dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

- Hari Senin – Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Hari Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB

- Waktu istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu istirahat hari Jumat : Jam 11.30 – 13.00 WIB

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian - bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan shift dibagi menjadi 4 group (Group A, Group B, Group C, Group D) yang bekerja dalam 3 shift.

Pembagian jam kerja shift sebagai berikut:

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

Adapun pengaturan kerja setiap group, yaitu masing-masing group bekerja selama tiga hari pada jam kerja yang berbeda dan setiap group mendapat libur 2 hari setelah mereka bekerja selama tiga jam kerja yang berbeda dalam seminggu.

Tabel 4.4. Rencana Pengaturan Jadwal Kerja Group

Hari	Shift I	Shift II	Shift III	Libur
1	A	B	C	D
2	D	A	B	C
3	C	D	A	B
4	B	C	D	A
5	A	B	C	D
6	D	A	B	C
7	C	D	A	B
8	B	C	D	A

4.6.5 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerja dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi kerja karyawan.

Tabel 4.5. Jabatan dan Prasyarat

No.	Jabatan	Prasyarat
1	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2	Manajer Operasional	Sarjana Teknik Kimia
3	Manajer Keuangan & Umum	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	Akademi Sekretaris
5	Kabag. Shift Master	Sarjana Teknik Kimia
6	Kabag. Produksi	Sarjana Teknik Kimia
7	Kabag. Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
8	Kabag. Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9	Kabag. Administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi

10	Kabag. Maintenece	Sarjana Teknik Mesin
11	Kabag. Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
12	Kabag. Quality Assurance	Sarjana Teknik Kimia
13	Supervisor Personalia	Sarjana Psikologi
14	Supervisor Humas	Sarjana Komunikasi
15	Supervisor Keamanan	Sarjana Muda / DIII
16	Supervisor Pemasaram	Sarjana Ekonomi
17	Supervisor Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
18	Supervisor Keuangan	Sarjana Ekonomi
19	Supervisor Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
20	Supervisor Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
21	Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
22	Supervisor Utilitas	Sarjana T. Kimia & Lingkungan
23	Supervisor Laboratorium	Sarjana Kimia / Teknik Kimia
24	Staff Personalia	Sarjana Muda / DIII
25	Staff Humas	Sarjana Muda / DIII
26	Staff Keuangan	Sarjana Muda / DIII
27	Staff Administrasi	Sarjana Muda / DIII
28	Staff Pemasaran	Sarjana Muda / DIII
39	Staff Pembelian	Sarjana Muda / DIII
30	Staff Laboratorium	Sarjana Muda / DIII

31	Staff Pengadaan	Sarjana Muda / DIII
32	Staff Pemeliharaan	Sarjana Muda / DIII
33	Staff Utilitas	Sarjana Muda / DIII
34	Staff Produksi	Sarjana Muda / DIII
35	Medis	Dokter
36	Perawat	Akademi Keperawatan
37	Satpam / Staff Keamanan	SMU Sederajat
38	Sopir	SMP / SMU
39	Pesuruh	SMP / SMU
40	Cleaning Service	SMP / SMU

Tabel 4.6. Perincian Golongan dan Gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
(1)	(2)	(3)
1	Direktur Utama	Rp. 20.000.000,00
2	Direktur Produksi	Rp. 12.000.000,00
3	Direktur Teknik	Rp. 12.000.000,00
4	Direktur Keuangan	Rp. 12.000.000,00
5	Kepala Bagian	Rp. 3.500.000,00
6	Kepala Seksi	Rp. 3.500.000,00
7	Sekretaris	Rp. 1.750.000,00
8	Satpam	Rp. 900.000,00

9	Karyawan Biasa	Rp. 900.000,00
10	Sopir	Rp. 900.000,00
11	<i>Cleaning Servis</i>	Rp. 800.000,00
12	Dokter	Rp. 2.000.000,00
13	Karyawan Kantor	Rp. 2.000.000,00
14	Paramedis	Rp. 1.250.000,00

4.6.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Tersedianya fasilitas yang memadai dapat merangsang kelangsungan produktivitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani para karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jemu dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

3. Cuti Hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

4.6.7 Manajemen Produksi

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

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan - penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

4.6.8 Perencanaan produksi

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

a. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan :

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

Ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu :

1. Rencana produksi sesuai dengan 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 pada tahun berikutnya.
3. Mencari daerah pemasaran lain.

b. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (bahan baku)

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

2. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar ketrampilan meningkat.

3. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.6.9 Pengendalian produksi

Setelah perencanaan 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 dengan jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

a. **Pengendalian Kualitas**

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

b. **Pengendalian Kuantitas**

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan faktor lain yang dapat menghambat proses produksi. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

c. **Pengendalian Waktu**

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

d. Pengendalian Bahan Proses

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

4.7 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *isobutana* 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. Analisa Kelayakan.

4.7.1 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:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

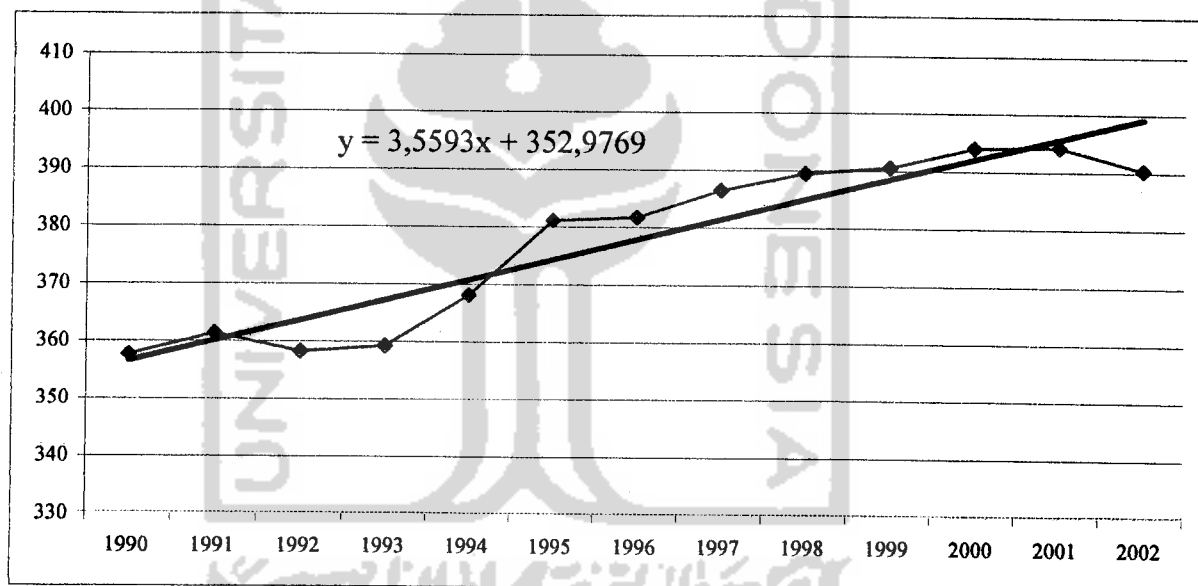
Ny = nilai indeks tahun Y

Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah linear, sehingga dapat ditentukan nilai pada tahun tertentu.

Tabel 4.8. Perkembangan Indeks Harga

Tahun	n,X	Index,Y
1990	1	357,6
1991	2	361,3
1992	3	358,2
1993	4	359,2
1994	5	368,1
1995	6	381,1
1996	7	381,7
1997	8	386,5
1998	9	389,5
1999	10	390,6
2000	11	394,1
2001	12	394,3
2002	13	390,4

Sumber : <http://www.che.com>



Gambar 4.6. 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.

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah :

Kapasitas Produksi	= 100.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2010
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 10.000

4.7.2 Perhitungan Biaya

a Capital Investment

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

Capital investment meliputi:

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

b. Manufacturing Cost

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

- 1) *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- 2) *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- 3) *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

c. General Expense

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

4.7.3 Pendapatan Modal

Untuk mendapatkan titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang tidak terpengaruh produksi atau tidak berproduksi.

b. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi. Biaya - biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

4.7.4 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.

a. *Percent Return on Investment* (ROI)

Return on Investment (ROI) adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\%$$

Nilai ROI minimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 11% dan ROI minimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 40%. (Aries & Newton, 1955)

b. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian *Fixed Capital Investment* dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit} + (0.1 \times \text{Fixed Capital Investment})} \times 100\%$$

Untuk low risk = 5 tahun dan untuk high risk = 2 tahun. (Aries & Newton, 1955)

c. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales* sama dengan *total cost*.

$$BEP = \frac{(Fa + 0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\%$$

Dimana :

Fa = Annual Fixed Expense

Ra = Annual Regulated Expense

Va = Annual Variable Expense

Sa = Annual Sales Value

Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatas BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40 - 60% dari kapasitas maksimal. (Aries & Newton, 1955).

d. *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. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{(SA - Va - 0.7Ra)} \times 100\%$$

e. *Discount Cash Flow Rate* (DFCR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *Discount Cash Flow* yaitu menghitung nilai uang yang berubah tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*Present Value*).

Rate of Return dihitung dengan persamaan :

$$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1}+(1+i)^{n-2}+...+(1+i)+1]+SV+WC \quad \dots(8)$$
$$R = S$$

Dengan :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value* (nilai tanah)

CF = *Annual Cash Flow* (*profit after taxes + depresiasi + finance*)

i = Discounted cash flow

n = Umur pabrik (tahun)

4.7.5 Perhitungan Ekonomi

a. Capital Investment

1) Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 4.8. Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Delivered Equipment	16,590,930.00	-
2	Equipment Instalation	1,970,172.94	8.710.238.250,7
3	Piping	5,737,696.63	7.535.047.375,6
4	Instrumentation	642,898.54	373.295.925,0
5	Insulation	511,553.68	1.396.403.275,1
6	Electrical	1,147,539.33	1.507.009.475,11
7	Buildings	-	3.804.000.000,0
8	Land and Yard Improvement	-	25.000.000.000,0
9	Utilities	1,988,957.92	151.356.728,5
	Pysical Plant Cost	28,589,749.02	48.477.351.029,97
10	Engineering and Construction	6,227,416.82	-
	Direct Plant Cost	34,817,165.84	48.477.351.029,97

11	<i>Contractor's Fee</i>	1,494,580.04	-
12	<i>Contingency</i>	3,736,450.09	-
	<i>Fixed Capital</i>	40,048,195.97	48.477.351.029,97

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 10.000

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\$ 40,048,195.97 \times \text{Rp.}10.000 / \$ 1) + \text{Rp. } 48.477.351.029,97$$

$$= \text{Rp. } 457.424.782.768$$

2) *Working Capital*

Tabel 4.9. *Working Capital*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	30.957.128.818,70
2	<i>In Process Inventory</i>	1.511.283.564,19
3	<i>Product Inventory</i>	41.560.298.015,13
4	<i>Extended Credit</i>	58.333.333.333,33
5	<i>Available Cash</i>	41.560.298.015,13
	<i>Total Working Capital</i>	173.922.341.746,47

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= \text{Rp. } 173.922.341.746,47$$

b. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.10. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)
1	<i>Raw Materials</i>	371.485.54.824,42
2	<i>Labor Cost</i>	4.179.000.000,00
3	<i>Supervision</i>	208.950.000,00
4	<i>Maintenance</i>	22.871.239.138,38
5	<i>Plant Supplies</i>	3.403.685.870,76
6	<i>Royalties and Patents</i>	7.000.000.000,00
7	<i>Utilities</i>	9.001.285.760,49
	<i>Total Direct Manufacturing Cost</i>	418.176.706.594,04
1	<i>Payroll and Overhead</i>	208.950.000,00
2	<i>Laboratory</i>	208.950.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	2.089.500.000,00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	14.000.000.000,00-
	<i>Total Indirect Manufacturing Cost</i>	16.507.400.000,00
1	<i>Depreciation</i>	45.742.478.276,76
2	<i>Property Taxes</i>	9.148.495.655,35
3	<i>Insurance</i>	9.148.495.655,35

	Total Fixed Manufacturing Cost	64.039.469.587,46
	Total Manufacturing Cost	498.723.576.181,50

$$\begin{aligned}\text{Total Manufacturing Cost} &= \text{DMC} + \text{IMC} + \text{FMC} \\ &= \text{Rp. 498.723.576.181,50}\end{aligned}$$

c. General Expense

Tabel 4.11. General Expense

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)
1	Administration	4.179.000.000,00
2	Sales	21.000.000.000
3	Research	14.000.000.000,00
4	Finance	80.979.325.194,08
	Total General expense	120.158.325.194.08

$$\begin{aligned}\text{d. Total Biaya Produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp. 618.881.901.375,59}\end{aligned}$$

e. Keuntungan (Profit)

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

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. 700.000.000.000,00}$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. 618.881.901.375,59}$$

Pajak keuntungan sebesar 50%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp.81.118.098.624,41

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 40.559.049.312,21

f. Analisa Kelayakan

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

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

a. ROI sebelum Pajak = 17,73 %

b. ROI setelah Pajak = 8,87 %

2. *Pay Out Time (POT)*

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

a. POT sebelum Pajak = 3,61 tahun

b. POT setelah Pajak = 5,30 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 64.039.469.587,46

Variabel Cost (Va) = Rp. 401.486.831.584,90

Regulated Cost (Ra) = Rp.153.355.600.203,22

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 700.000.000.000,00

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

BEP = 57,57 %

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 24,0666 \%$$

5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 457.424.782.767,60

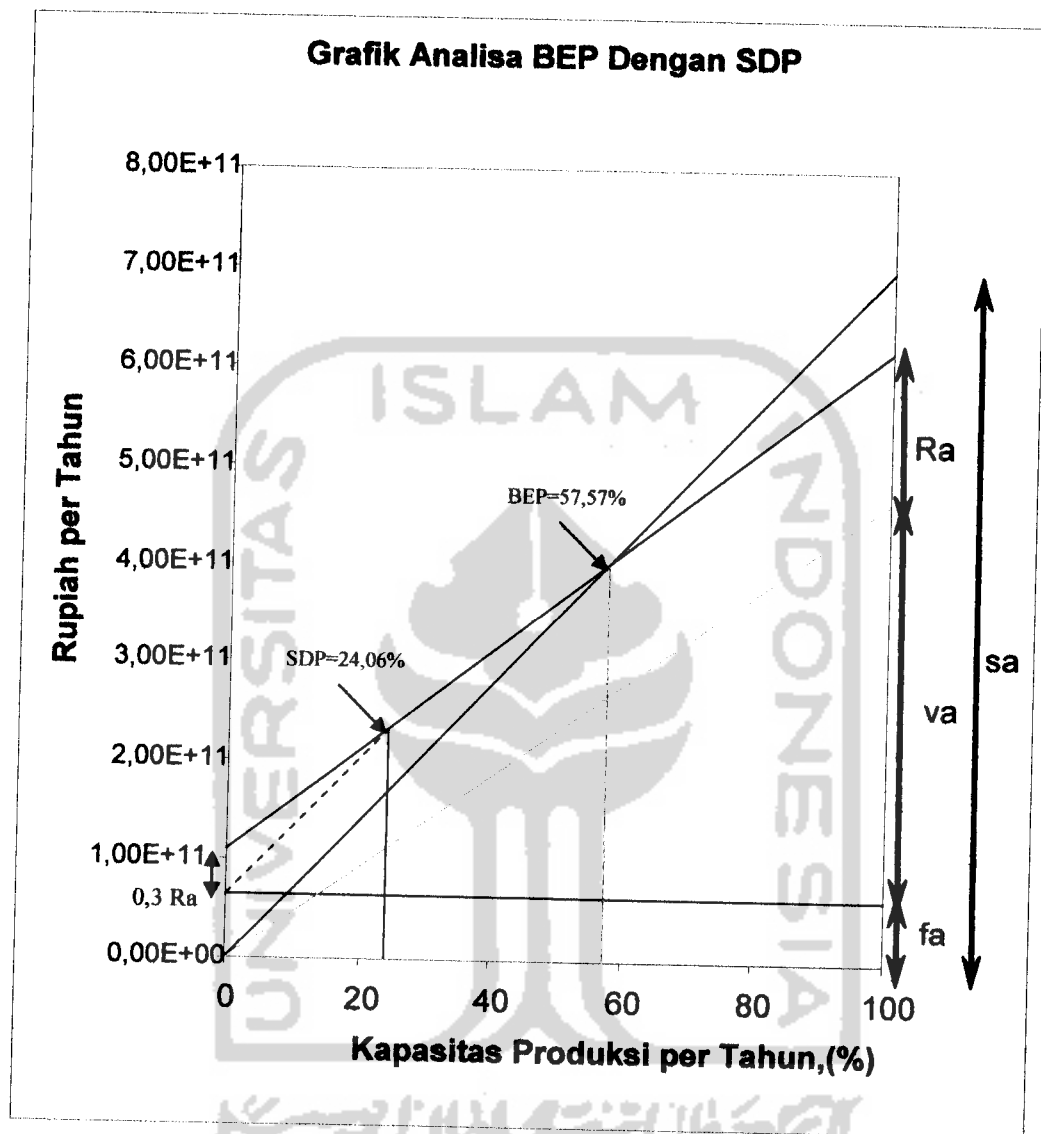
Working Capital (WC) = Rp. 173.922.341.746,47

Cash Flow (CF) = Rp. 126.725.859.375,77

Salvage Value (SV) = Rp. 45.742.478.876,76

DCFR = 17,19 %

Dari perhitungan evaluasi ekonomi, maka dapat digambarkan grafik hubungan kapasitas produksi terhadap BEP dan SDP dapat dilihat pada gambar 4.7.

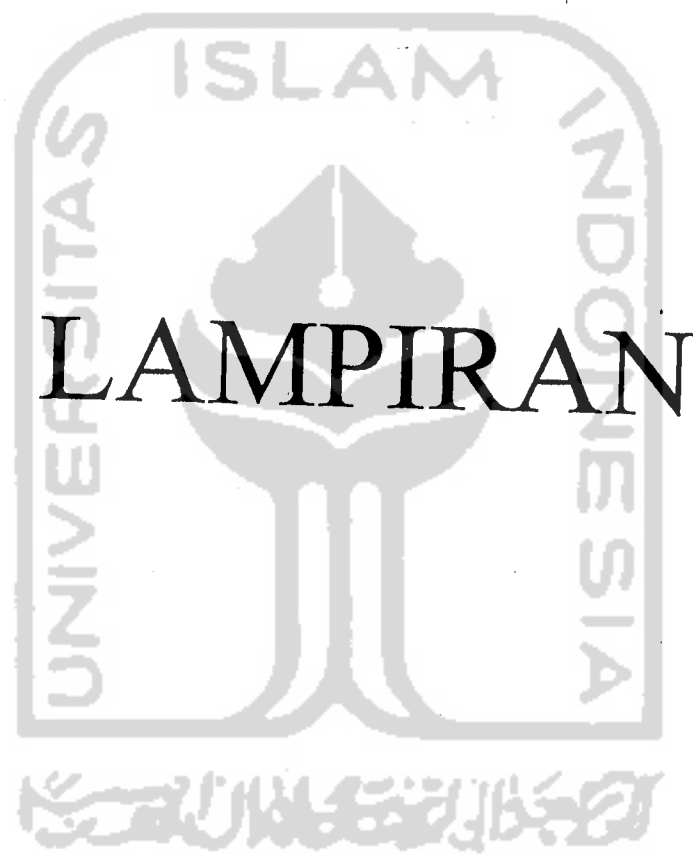


Gambar 4.7. Grafik Analisa BEP Dan SDP

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGraw-Hill Book Company, New York.
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operations", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering", Vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Emmet, P.H., 1958, "Hydrocarbon Catalysis", Catalys VI, Reinhold Publishing Corporation, New York.
- Evans Jr, F.L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants", Gulf Publishing Co., Houston.
- Fogler, H.S., 1999, "Elements of Chemical Reaction Engineering", 3ed., Prentice Hall, Inc., New Jersey.
- Incropera, F.P. and De Witt, D.P., 1981, "Fundamentals of Heat Transfer", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1950, "Process Heat Transfer", Mc.Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1999, "Chemical Reactor Engineering", 3ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, "Applied Process Design and Petrochemical Plants", Vol. 1 – 3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Nelson, W.L., 1985, "Petroleum Refinery Engineering", 4th ed., Mc.Graw Hill Book Company, Inc., New York.

- Perry, R.H., and Chilton, C.H., 1973, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 5ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 6ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1997, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 7ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1980, "Plant Design and Economic for Chemical Engineers", 3ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 2003, "Plant Design and Economic for Chemical Engineers", 5ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York
- Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book Company, Inc., Kogakusha, Tokyo.
- Rase, H.F., 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques", John Willey and Sons, Inc., New York.
- Rase, H.F. and Barrow, M.H., 1957, "Project Engineering of Process Plant", John Willey and Sons, Inc., New York.
- Smith, J.M., 1981, "Chemical Engineering Kinetics", 3ed., Mc-Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abbott, M.M., 1996, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 5ed., Mc.Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Treybal, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Walas, S.M., 1985, "Chemical Process Equipment", Butterworth Publisher, New York.



ρ_B = densitas bulk katalis (kg/m^3)

S = luas penampang bed katalis (m^2)

E = porositas tumpukan katalis

$s = 1/4 \pi D^2$

x = konversi A

Neraca panas :

asumsi :

1. distribusi suhu ke arah radial diabaikan
2. tidak ada panas yang hilang ke lingkungan
3. isolasi sempurna / adiabatik

$$R_{ohi} - R_{oho} + R_{ofhR} = R_{oha}$$

$$\frac{\sum F_i.C_{pi} \cdot (T - T_{ref})|_z - \sum F_i.C_{pi} \cdot (T - T_{ref})|_{z+\Delta z} + \Delta H_R \cdot r_A \cdot \pi / 4 D^2 \cdot \rho_B \cdot \Delta z}{\Delta z \sum F_i.C_{pi}} = 0$$

$$(T - T_{ref})|_z - (T - T_{ref})|_{z+\Delta z} + \frac{\Delta H_R \cdot r_A \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B \cdot \Delta z}{\sum F_i.C_{pi}} = 0$$

$$\frac{dT}{dz} = - \frac{\Delta H_R \cdot r_A \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B \cdot \Delta z}{\sum F_i.C_{pi}} \dots\dots (2)$$

T = suhu absolut, K

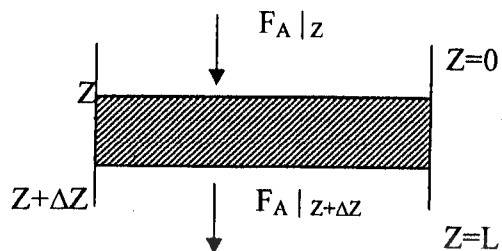
r_A = persamaan kecepatan reaksi, kmol/kg kat/jam

ΔH_R = panas reaksi, J/mol

REAKTOR

Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

Reaktor :



Neraca massa :

asumsi :

1. steady state
2. difusi aksial, radial diabaikan
3. gas masuk reaktor adalah gas ideal

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - r \cdot \rho B \cdot s \cdot \Delta z \cdot (1 - \epsilon) = 0$$

$$F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z = -r \cdot \rho B \cdot s \cdot \Delta z \cdot (1 - \epsilon)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta z} = -r \cdot \rho B \cdot s \cdot (1 - \epsilon)$$

$$\Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -r \cdot \rho B \cdot s \cdot (1 - \epsilon)$$

$$\frac{d[F_{A0}(1-x)]}{dz} = -r \cdot \rho B \cdot s \cdot (1 - \epsilon)$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dz} = r \cdot \rho B \cdot s \cdot (1 - \epsilon)$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{r \cdot \rho B \cdot s \cdot (1 - \epsilon)}{F_{A0}} \quad \dots\dots\dots (1)$$

F_A = laju alir n-butana (gmol/j)

F_{A0} = laju alir umpan n-butana pada $Z=0$ (gmol/j)

Persamaan-persamaan untuk merancang reaktor

1. Neraca massa:

$$\frac{dx_A}{dz} = \frac{r \cdot \pi / 4 D^2 \cdot \rho_B}{F_{AO}} \cdot (1 - \varepsilon)$$

2. Neraca panas:

$$\frac{dT}{dz} = - \frac{F_{AO} \cdot \frac{dx}{dz} \cdot \Delta H_R}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

3. Pressure Drop:

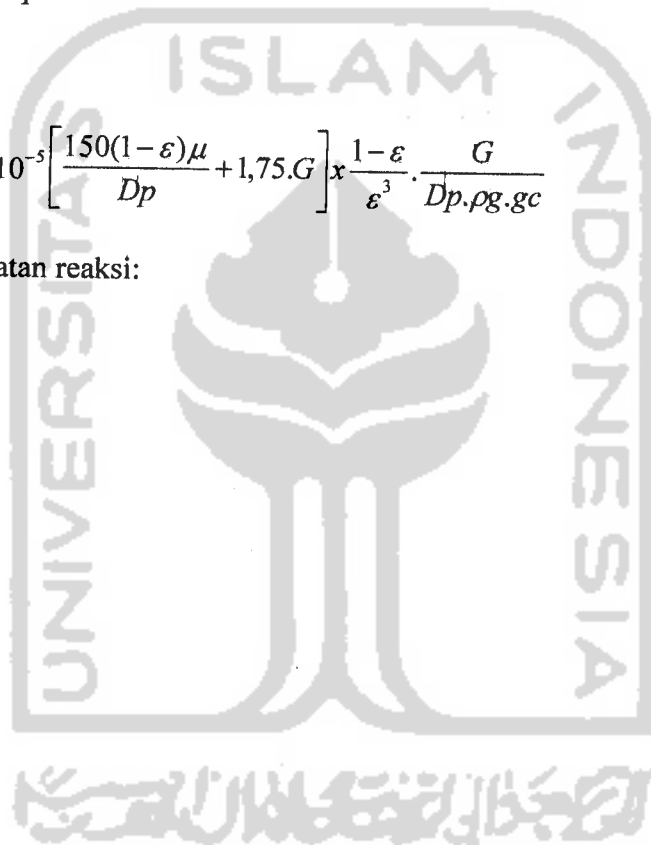
$$\frac{\Delta P}{dz} = -9,8687 \cdot 10^{-5} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right] \times \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{G}{D_p \cdot \rho_g \cdot g_c}$$

4. Persamaan kecepatan reaksi:

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$C_A = \frac{Y_A P}{Z_{mix} \cdot R T}$$

$$Y_A = \frac{F_{AO}(1 - X_A)}{F_{tot}}$$



D = diameter reaktor

ρ_B = bulk density bed, kg/m³

F_i = mol komponen i

C_{pi} = kapasitas panas komponen i, J/mol/K

z = tinggi bed katalis

Pressure Drop:

persamaan ergun untuk packed bed

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \left[\frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75.G \right] \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{G}{D_p \cdot \rho_g \cdot g_c} \dots\dots\dots \text{(Wallas, 1958)}$$

dalam satuan cgs

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = -9,8687 \cdot 10^{-5} \left[\frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75.G \right] \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{G}{D_p \cdot \rho_g \cdot g_c} \dots\dots\dots (3)$$

ΔP = penurunan tekanan, atm/m

z = tinggi bed, cm

D_p = diameter katalis, cm

μ = viskositas campuran gas, g/cm³

G = kecepatan superficial gas masuk reaktor, g/cm².s

ρ_g = densitas gas, g/cm³

$$1. \quad k = f(T)$$

$$r_A = k.C_A$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k.C_A$$

$$-\frac{d(C_{A0}(1 - X_A))}{dt} = k.C_{A0}.(1 - X_A)$$

$$\frac{dX_A}{(1 - X_A)} = k.dt$$

$$-\ln(1 - X_A) = kt + C$$

$$\ln\left(\frac{1}{1 - X}\right) = kt$$

$$k = \frac{1}{t} \ln\left(\frac{1}{1 - X}\right)$$

Data :

$$T = 150^\circ\text{C}$$

$$t = 12 \text{ jam}$$

$$\Delta E = 9,55 \text{ kcal}$$

$$X = 0,0624$$

$$= 720 \text{ menit}$$

$$k = \frac{1}{T} \ln\left(\frac{1}{1 - X}\right)$$

$$k = \frac{1}{170} \ln\left(\frac{1}{1 - 0,0624}\right)$$

$$= 1,3586 \cdot 10^{-3} \text{ menit}^{-1}$$

$$k = Ae^{(-\Delta E / RT)} \rightarrow A = \frac{k}{e^{(-\Delta E / RT)}}$$

$$A = \frac{1,3586 \cdot 10^{-3} \text{ menit}^{-1}}{e^{(-9550 \text{ cal} / 1,987 \text{ cal} / \text{gmol} \cdot k \cdot 423 \text{ K})}}$$

$$= \frac{1,3586 \cdot 10^{-3}}{e^{-11,3623}}$$

$$= 116,8627 \text{ menit}^{-1}$$

$$F_A C_{pA} = -24,3416 + 1,7645 T + (-9,1396.10^{-4}) T^2 + 1,8521.10^{-7} T^3$$

$$F_B C_{pB} = [-14,5277 + 4,0207 T + (-1,9294.10^{-3}) T^2 + 3,0257.10^{-7} T^3] +$$

$$[-524,8329 X_A + 145,2541 X_A T + (0,0697) X_A T^2 + 1,0931.10^{-5} X_A T^3]$$

$$F_C C_{pC} = [3582,0787 X_A + 125,7824 T + (-0,0418) X_A T^2 + (1,0651.10^{-6}) X_A T^3] -$$

$$[3582,0787 X_A + 125,7824 X_A T + (-0,0418) X_A T^2 + (-1,0651.10^{-6}) X_A T^3]$$

$$F_D C_{pD} = -52,2278 + 7,0189 T + (-3,7162.10^{-3}) T^2 + (-1,4132.10^{-10}) T^3$$

$$F_E C_{pE} = 1,2671 + 7,5574.10^{-5} T + 4,1462.10^{-7} T^2 + (-1,4132.10^{-10}) T^3$$

$$F_F C_{pF} = 824,0289 + 0,2815 T + (-4,1895.10^{-4}) T^2 + 2,3209.10^{-7} T^3$$

$$F_G C_{pG} = 0,8300 + (-1,9731.10^{-4}) T + 3,4140.10^{-7} T^2 + (-1,0678.10^{-10}) T^3$$

$$\Sigma F_i C_{pi} = f(X_A)$$

$$= [4317,1076 + 138,8679 T + (-0,0488) T^2 + 4,1849.10^{-7} T^3] + [-4106,9116$$

$$X_A + 271,0365 X_A T + (-0,1115) X_A T^2 + 9,8659.10^{-6} X_A T^3]$$

$$= [4317,1076 + 138,8679 T + (-0,0488) T^2 + 4,1849.10^{-7} T^3] + [X_A$$

$$(-4106,9116 + 271,0365 T + (-0,1115) T^2 + 9,8659.10^{-6} T^3]$$

$$3. F_{tot} = F_A + F_B + F_C + F_D + F_E + F_F + F_G$$

$$= 5,7627 + 10,4516 + 377,5776 + 14,4037 + 0,0393 + 30,3588 + 0,0274$$

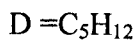
$$= 438,6211 \text{ mol}$$

$$k = 116,8627e^{(-\Delta E/RT)}$$

$$k = 116,8627e^{\left(\frac{-4806,2406}{T}\right)} \text{menit}^{-1}$$

$$2. \sum FiC_{pi} = F_A C_{PA} + (F_B + F_C X_A) C_{PB} + F_C (1 - X_A) C_{PC} + F_D C_{PD} + F_E C_{PE} + F_F C_{PF} + F_G C_{PG}$$

Dimana :



Yang masuk dalam reaktor :

$$F_A = 5,7627$$

$$F_E = 0,0393$$

$$F_B = 10,4516 + 377,5776 X_A$$

$$F_F = 30,3588$$

$$F_C = 377,5776 (1 - X_A)$$

$$F_G = 0,0274$$

$$F_D = 14,4037$$

$$C_p C_3H_8 = (-4,224) + 3,062 \cdot 10^{-1} T + (-1,586 \cdot 10^{-4}) T^2 + 3,214 \cdot 10^{-8} T^3$$

$$C_p iC_4H_{10} = (-1,390) + 3,847 \cdot 10^{-1} T + (-1,846 \cdot 10^{-4}) T^2 + 2,895 \cdot 10^{-8} T^3$$

$$C_p nC_4H_{10} = 9,487 + 3,313 \cdot 10^{-1} T + (-1,108 \cdot 10^{-4}) T^2 + (-2,821 \cdot 10^{-9}) T^3$$

$$C_p C_5H_{12} = (-3,626) + 4,873 \cdot 10^{-1} T + (-2,580 \cdot 10^{-4}) T^2 + (-3,596 \cdot 10^{-9}) T^3$$

$$C_p H_2O = 32,243 + 1,923 \cdot 10^{-3} T + 1,055 \cdot 10^{-5} T^2 + (-3,596 \cdot 10^{-9}) T^3$$

$$C_p H_2 = 27,143 + 9,273 \cdot 10^{-3} T + (-1,380 \cdot 10^{-5}) T^2 + 7,645 \cdot 10^{-9} T^3$$

$$C_p HCl = 30,291 + (-7,201 \cdot 10^{-3}) T + 1,246 \cdot 10^{-5} T^2 + (-3,897 \cdot 10^{-9}) T^3$$

4.

$$\Delta HR = f(T)$$

$$\Delta HR = \Delta HR^{298} \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

Menghitung ΔHR°

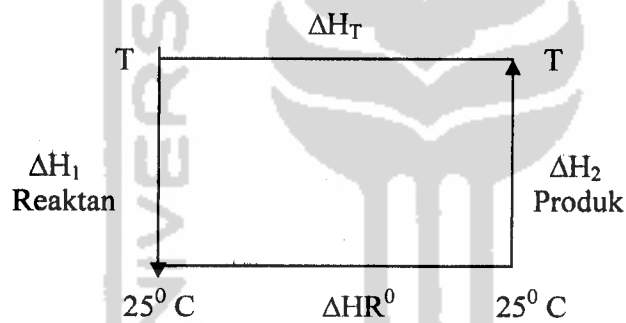
Data : $\Delta H_f iC_4H_{10} = -31.350 \text{ kJ/mol}$

$\Delta H_f nC_4H_{10} = -29.715 \text{ kJ/kmol}$

Reaksi : $nC_4H_{10} \rightarrow iC_4H_{10}$

$$\begin{aligned} \Delta HR^\circ &= \Delta H_f iC_4H_{10} - \Delta H_f nC_4H_{10} \\ &= -31.350 - (-29.715) \\ &= -1.635 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi pada $T = 150^\circ\text{C}$



$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R^\circ} + \Delta H_2$$

$$= \int_T^{298} (F_i C_{p,i}) dT + \Delta HR^\circ + \int_{298}^T (F_i C_{p,i}) dT$$

$$\Delta H_1 = \int_T^{298} A + BT + CT^2 + DT^3 dT$$

$$= AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 \Bigg]_T^{298}$$

$$= A(298 - T) + \frac{B}{2}(298^2 - T^2) + \frac{C}{3}(298^3 - T^3) + \frac{D}{4}(298^4 - T^4)$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_1 &= 4317,1076(298 - T) + \frac{138,1770}{2}(298^2 - T^2) + \frac{-0,0488}{3}(298^3 - T^3) + \frac{4,1849 \cdot 10^{-7}}{4}(298^4 - T^4) \\
&= (1286498,035 - 4317,1075T) + (6135335,154 - 69,0885T^2) + (-431356,5496 + 0,0163T^3) + (825,0491 - 1,0462 \cdot 10^{-7}T^4) \\
&= 6991301,689 + (-4317,1075)T + (-69,0885)T^2 + 0,0163T^3 + (-1,0462 \cdot 10^{-7})T^4
\end{aligned}$$

Yang keluar dari reaktor :

$$F_A = 5,7627$$

$$F_E = 0,0393$$

$$F_B = 236,9981$$

$$F_F = 30,3588$$

$$F_C = 151,0310$$

$$F_G = 0,0274$$

$$F_D = 14,4037$$

$$F_A C_{pA} = (-24,3416) + 1,7645 T + (-9,1396 \cdot 10^{-4}) T^2 + 1,8521 \cdot 10^{-7} T^3$$

$$F_B C_{pB} = (-329,4274) + 91,1732 T + (-0,0437) T^2 + 6,8611 \cdot 10^{-6} T^3$$

$$F_C C_{pC} = 1432,8311 + 50,0366 T + (-0,0167) T^2 + (-4,2606 \cdot 10^{-7}) T^3$$

$$F_D C_{pD} = (-52,2278) + 7,0189 T + (-3,7162 \cdot 10^{-3}) T^2 + 7,6397 \cdot 10^{-7} T^3$$

$$F_E C_{pE} = 1,2671 + 7,5574 \cdot 10^{-5} T + 4,1462 \cdot 10^{-7} T^2 + (-1,4132 \cdot 10^{-10}) T^3$$

$$F_F C_{pF} = 824,0289 + 0,2815 T + (-4,1895 \cdot 10^{-4}) T^2 + 2,3209 \cdot 10^{-7} T^3$$

$$F_G C_{pG} = 0,8300 + (-1,9731 \cdot 10^{-4}) T + 3,4140 \cdot 10^{-7} T^2 + (-1,0678 \cdot 10^{-10}) T^3$$

$$\sum F_i C_{pi} = 1852,9603 + 150,2746 T + (-0,0654) T^2 + 7,6161 \cdot 10^{-6} T^3$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_2 &= \int_{298}^T 1852,9603 + 150,2746T + (-0,0654)T^2 + 7,6161 \cdot 10^{-6} T^3 dT \\
&= 1852,9603T + 150,2746T^2 + (-0,0654)T^3 + 7,6161 \cdot 10^{-6} T^4 \Big|_{298}^T \\
&= 1852,9603(T - 298) + \frac{150,2746}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{-0,0654}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{7,6161 \cdot 10^{-6}}{4}(T^4 - 298^4) \\
&= (1852,9603T - 552182,1694) + (75,1373T^2 - 6672492,789) + (-0,0218T^3 + 576906,3056) + (1,9040 \cdot 10^{-6} T^4 - 15015,2304) \\
&= -6662783,883 + 1852,9603T + 75,1373T^2 + (-0,0218)T^3 + 1,9040 \cdot 10^{-6} T^4
\end{aligned}$$

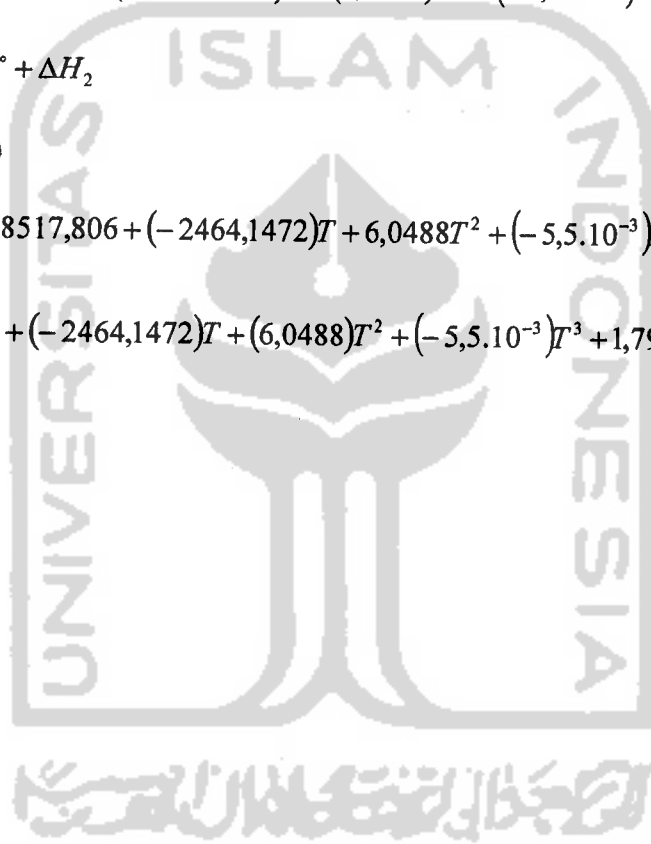
$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = 328517,806 + (-2464,1472)T + (6,0488)T^2 + (-5,5 \cdot 10^{-3})T^3 + 1,7994 \cdot 10^{-6} T^4$$

$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_R^\circ + \Delta H_2$$

$$= \Delta H_R + f(T)$$

$$= -1635 + [328517,806 + (-2464,1472)T + 6,0488T^2 + (-5,5 \cdot 10^{-3})T^3 + 1,7994 \cdot 10^{-6} T^4]$$

$$= 328517,806 + (-2464,1472)T + (6,0488)T^2 + (-5,5 \cdot 10^{-3})T^3 + 1,7994 \cdot 10^{-6} T^4$$



MECHANICAL DESIGN REAKTOR

- Diameter bed katalis (D_i) = 1.4 m
- Tinggi bed katalis = 4.57 m
- Konversi reaksi = 0.6
- Suhu masuk reactor = 422.1759 K
- Suhu keluar reactor = 428.2716 K
- Tekanan masuk reactor = 14.6 atm
- Tekanan keluar reactor = 14.5096 atm

PERHITUNGAN KATALIS SUPPORT

$$\begin{aligned}\text{Berat katalis} &= \text{volume} \times \rho_B \\ &= \frac{\pi D_i^2 \times L}{4} \times \rho_B \\ &= \frac{\pi 1.4^2 \times 4.57}{4} \times 1496.5 \\ &= 10527.83025 \text{ kg} \\ &= 10527.83025 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.4536 \text{ kg}} \\ &= 23209.50232 \text{ lb}\end{aligned}$$

Sebagai katalis support dipakai *perforated plate* (piringan berlubang).

$$\text{Luas penyangga katalis} = \frac{1}{2} \text{ luas penampang reactor}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas perforated plate} &= \frac{1}{2} \times \frac{\pi D_i^2}{4} \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{\pi (55.1181)^2}{4} \\ &= 1193.0218 \text{ in}^2\end{aligned}$$

$$P = \frac{\text{berat katalis}}{\text{luas perforated plate}}$$

$$= \frac{23209.50232 \text{ lb}}{1193.0218 \text{ in}^2} \times \frac{32.17 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32.17 \text{ lb}(\frac{\text{ft}}{\text{s}^2}) / \text{lb f}}$$

$$= 19.4544 \text{ psi}$$

Tebal perforated plate dicari dengan menggunakan persamaan Brownell & Young:

$$tp = Di \sqrt{\frac{3}{16} \times \frac{P}{f}}$$

dengan, tp = tebal perforated plate (in)

Di = diameter bed katalis (in)

f = *maximum allowable stress* (psi)

P = tekanan (psi)

Dipilih bahan stainless steel SA 167 type 310.

Pada suhu 300 F, nilai *maximum allowable stress* (f) sebesar 18500 psi.

$$tp = 55.1181 \times \sqrt{\frac{3}{16} \times \frac{19.4544}{18500}}$$

$$= 0.7739 \text{ in}$$

Dipilih plate dengan tebal standar 13/16 in

PERHITUNGAN HOLD DOWN PLATE

Dari Backhurst (1983)

1. berat hold down plate umumnya 20 lb/ ft²
2. luas umumnya 70% luas penampang bed

$$\text{Luas hold down plate} = \frac{\pi Di^2 \times L}{4}$$

$$= 0.7 \times \frac{\pi (55.1181)^2}{4}$$

$$= 1670.2304 \text{ in}^2$$

$$P = 20 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} \times \frac{32.17 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32.17 \text{ lb}(\frac{\text{ft}}{\text{s}^2}) / \text{lb f}}$$

$$= 0.1389 \text{ psi}$$

$$= 242.844 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pxri}{f_x \varepsilon - 0.6xP} + C \\ &= \frac{242.844 \times 27.5591}{(18500 \times 0.8) - (0.6 \times 242.844)} + 0.125 \\ &= 0.5817 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih shell dengan tebal standar 5/8 in

2. TEBAL HEAD (th)

Karena tekanan lebih dari 200 psi maka dipilih head jenis *elliptical dished head*.
(alasan ekonomis, Brownell & Young)

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{PxDi}{2xf_x \varepsilon - 0.2xP} + C \\ \text{dengan, } t_h &= \text{tebal head minimum (in)} \\ t_h &= \frac{242.844 \times 55.1181}{(2 \times 18500 \times 0.8) - (0.2 \times 242.844)} + 0.125 \\ &= 0.5779 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih shell dengan tebal standar 5/8 in

Dari tabel 5.11 (Brownell & Young) diperoleh:

Untuk $t = 5/8$ in diperoleh $sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$

Diambil $sf = 3$

$$\text{Inside depth of dish} = \frac{Di}{3}$$

$$b = \frac{55.1181}{3}$$

$$b = 18.3727 \text{ in}$$

3. TINGGI HEAD

Tinggi head = tebal head + b + sf

$$= 5/8 + 18.3727 + 3$$

$$= 21.9977 \text{ in}$$

$$= 0.5587 \text{ m}$$

Tebal hold down plate

$$\begin{aligned} t_p &= D i x \sqrt{\frac{3}{16} x \frac{P}{f}} \\ &= 55.1181 x \sqrt{\frac{3}{16} x \frac{0.1389}{18500}} = 0.0654 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih plate dengan tebal standar 3/16 in

PERHITUNGAN DIMENSI REAKTOR

1. TEBAL DINDING REAKTOR (ts)

Bahan : stainless steel SA 167 type 310

Reaktor didesain bekerja pada tekanan maksimum 18500 psi.

Tebal shell (ts) dihitungn dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P x r_i}{f x \epsilon - 0.6 x P} + C$$

dengan, ts = tebal shell minimum yang diperlukan (in)

P = pressure design/working pressure yangn diijinkan (psi)

ϵ = welded join efficiency

f = *maximum allowable stress* (psi)

ri = jari-jari dalam shell

data :

f = 18500 psi

ϵ = 0.8 (double welded bult joint)

C= 0.125

ri = 0.5 x Di = 0.5 x 55.1181 = 27.5591 in

kondisi operasi

P operasi = 14.6 atm = 214.62 psi

P desain = 1.2 x P

= 1.2 x 214.62 = 257.544 psi

P = P design – P udara luar

= 257.544 – 14.7

4. TINGGI REAKTOR TOTAL

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reactor total} &= 1.2 \text{ tinggi bed} + 2 \text{ tinggi head} \\ &= (1.2 \times 4.57 + 2 \times 0.5587) \\ &= 6.6014 \text{ m}\end{aligned}$$

5. VOLUME REAKTOR

Dari Brownell & Young, untuk *elliptical dished head* dengan rasio mayor : minor = 2, Volume reactor dapat dihitung dengan persamaan :

$$V = \left(\left(\frac{\pi D_i^2}{4} \right) x L + \left(\frac{\pi D_i}{12} \right) \right)$$

Dengan , D_i = diameter dalam reactor (ft)

L = tinggi total reactor (ft)

V = volume reactor

$$\begin{aligned}V &= \left(\left(\frac{\pi (4.5934)^2}{4} \right) x 21.66 + \left(\frac{\pi 4.5934}{12} \right) \right) \\ &= 360.1384 \text{ ft}^3 \\ &= 360.1384 \text{ ft}^3 \times \frac{(0.3048)^3 \text{ m}^3}{1 \text{ ft}^3} \\ &= 10.1980 \text{ m}^3\end{aligned}$$

PERANCANGAN PIPA PEMASUKAN (INLET NOZZLE) DAN PIPA PEGELUARAN (OUTLET NOZZLE)

Coulson, 1983:

Diameter optimal dapat dicari dengan persamaan:

$$D_{opt} = 226 x G^{0.5} x \rho^{-0.35}$$

Dengan , D_{opt} = diameter optimum pipa (mm)

G = kecepatan alir (kg/s)

ρ = rapat massa (kg/cu m)

1. LUBANG PEMASUKAN (INLET NOZZLE)

$$\begin{aligned}G &= 24277.7375 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\ &= 6.7438 \frac{\text{kg}}{\text{s}}\end{aligned}$$

$$= \frac{1}{0.6614 + 1.5233}$$

$$= 0.4577 \text{ j ft F/Btu}$$

Trial $X = 3$ dari fig 19.7 Rase , pada flat surface diperoleh :

$$\sqrt{\frac{axk}{b}} = 3.2$$

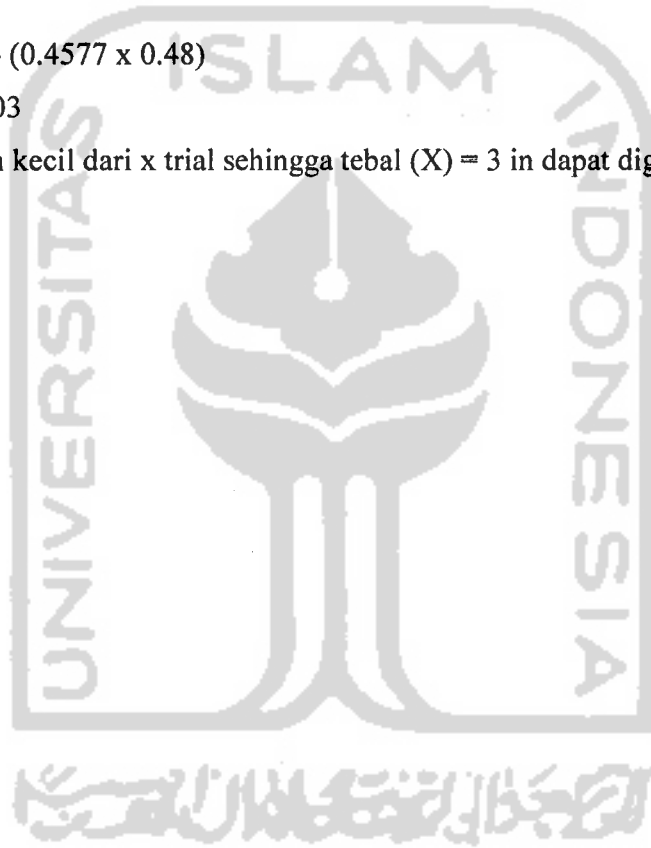
Sehingga,

$$X = \sqrt{\frac{axk}{b}} - R_s \times k$$

$$= 3.2 - (0.4577 \times 0.48)$$

$$= 2.9803$$

Nilai X hitung lebih kecil dari x trial sehingga tebal (X) = 3 in dapat digunakan.



hc= koefisien perpindahan panas pada isolasi (Btu/j ft F)

hr = koefisien perpindahan panas pada permukaan isolasi (Btu/j ft F)

Rs= tahanan permukaan (j ft F/Btu)

T1= suhu absolute isolasi (R)

Ta=suhu udara

T1'= suhu dinding luar isolasi

Diambil : Ta =30 C = 86 F = 546 R

T1'=50 C = 122 F = 582 R

$\Delta T = T1' - Ta = 122 - 86 = 36 \text{ F}$

$hc = 0.27 \times (\Delta T)^{0.25}$ (Rase,1957)

$$= 0.27 \times (36)^{0.25}$$

$$= 0.6614 \text{ Btu/j ft F}$$

$To = (422.1759 + 428.2716)/2$

$$= 425.2238 \text{ K}$$

$$= 765.4028 \text{ R}$$

Dimana To adalah suhu didinding pada isolasi bagian dalam.

$$T1 = \frac{T1' + To}{2}$$

$$= \frac{582 + 765.4028}{2}$$

$$= 673.7014 \text{ R}$$

$$hr = 0.173 \times \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{Ta}{100}\right)^4}{T_1 - Ta}$$
 (Rase,1957)

$$= 0.173 \times 0.96 \times \frac{\left(\frac{673.704}{100}\right)^4 - \left(\frac{546}{100}\right)^4}{673.7014 - 546}$$

$$= 1.5233 \text{ Btu/j ft}$$

$$Rs = \frac{1}{hc + hr}$$
 (Rase,1957)