TA/TK/2007/333

PRA-RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai Salah satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun Oleh :

Nama : *Andrie Faishal*
No. Mhs : *02 521 066*

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA
2007

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama	: Andre Faishal	Nama	: Febri Erwanto
No.MHS	: 02 521 066	No.MHS	: 02 521 081

Menyatakan bahwa seluruh hasil tugas akhir 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 pernyataan ini saya buat, semoga dapat digunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta,

(Andre Faishal) (Febri Erwanto)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA-RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Di susun Oleh :

Nama	**: Andre Faishal**	**Nama**	**: Febri Erwanto**
No.MHS	**: 02 521 066**	**No.MHS**	**: 02 521 081**

Telah disteujui dan disahkan oleh dosen pembimbing
Yogjakarta, April 2007

Pembimbing I	pembimbing II
(Dra. Kamariah Anwar., M.si)	**(Ariany Zulkania., S.T., M.Eng)**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA-RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh :

1. Nama : Andre Faishal
   No. Mhs : 02 521 066
2. Nama : Febri Erwanto
   No Mhs : 02 521 081

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

Yogyakarta , November 2007

Tim Penguji

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.
Ketua

Ir. Prayitno, MT.
Anggota I

Ir. Pratikno Hidayat, MSc.
Anggota II

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, Ms.

SEBUAH PESAN

Si Tua berkata pada saya...

LIFE IS NOTHING LESS, NOTHING MORE

THAN A JOURNEY TO

CREAT, ACHIEV, AND SHARE ... --IsAL

Siapa yang tua...

"MANUSIA BISA BERTAHAN HIDUP TANPA UDARA SELAMA BEBERAPA MENIT, TANPA AIR SELAMA DUA MINGGU, TANPA MAKANAN SELAMA DUA BULAN—DAN TANPA SEBUAH PEMIKIRAN BARU SELAMA BERTAHUN-TAHUN"

--KENT RUTH

Kenapa bisa...

"LEBIH BANYAK ORANG YANG SUKA MEMATIKAN DIRINYA DARIPADA BERPIKIR. KENYATAANNYA ITULAH YANG MEREKA LAKUKAN"

--BERTRAND RUSSEL

Lalu kemanakah saya harus...

"MELAKUKAN, MENJADI, MELAKUKAN, MENJADI, MELAKUKAN"

--SINATRA

Saya takut..

"MESKI BERADA DI JALUR YANG BENAR, ANDA AKAN TERLINDAS KALAU HANYA DUDUK TERUS DI SANA"

--WILL ROGERS

"Kamu tau bagaimana cara menghargai waktu"

begitu pesan si Tua pada saya

"KARENA DOSA TERBESAR ADALAH DUDUK BENGONG"

-FLORYNCE KENNEDY

Dearest my mom, my mom, my mom and dearest my dad,

Finally, I have finished my study..

Thousand apologies I can only say,

This is still thousand miles out of your hopes,

Maybe it was not my best i've ever tried..

But, you always know

That I'll take my time to show you my best

Coz i'm your son ... ^_^

Thanks mom, thanks dad..

And both of my angel, my sisters...

dear sis Icha and teewe, you really exactly know how to make me proud!

And my nephew,, Aby.. **Welcomeeeee.....**

Great thanks to: Dua pembimbing TAku yang terhormat...bu Kam dan bu Ariani, **semoga aq bisa mengaplikasikan semua yang sudah aku dapat di tekim ini, Para penguji TAku.. ternyata masih banyak hal yang harus aq pelajari..**Febri Erwanto **ST...ga salah kan aq nulis titlenya? hatur nuhun sanget!!!Sudah ngerepoti dan mangkeli, ternyata kau bertemu orang yang paling males setekim!** phiepop, melmel, ipet, hanip, pitak, irme,ema, adi, mansur,yudha, tito**...u really give a great story, guys! Anak2** mr.pardi's house**..ga ada yg lebih asyik daripada baka-bakar bereng kalian!!kapan ada lagi?** Indah tjute, lia, hanip, ade**....para rekan kulliner tour ku...jangan makan terlalu banyak, prend!!! Kesian anak cucu kita ga kebagian!!hehe..kapan jalan lagi?** Ung genter, nginoNG dan ali ham ham**...and the gank..turiiing terus yoo..**Madil, Agung **Surya Bajuri, Ipoek...para empunya printer, thanks printernya.. Qarib thanks buat laptopnya.. Rekan penelitian yang ngajari apa itu perfect....reza, thanks juga buat laptopnya. Segera nyusul! Anak-anak *basket sore yang ga jelas maennya*...jangan mau kalah sama anak futsal dan tarung derajat....Semua temen2 tekim 2002,, keep in touch guys!!ade adek 2003..2004..200...ingetlah kakak2mu ini!!. .Para gadis...**Tisabella**...tpsku yang selalu menyemangati aq,,suaramu ngademin banget,,kapan-kapan qt ke Old Traffod yuu`...tp sebelumnya km hrs belajar jd frEnchese dl, coz qt bakal mmpir di Eiffel,hehe...Butterfly ku yg imut...manhattan ternyata g jauh amat dari tawangmangu yah?..berarti kapan2 km harus mmpr cepu, belanja di Singapore ternyata jg g seindah belanja di Gejayan ya...hehe, Ardia,,**Dee**, aku g bakal nemenin wisudamu,,,weee, coz km wisuda barengan pas aq juga wisuda...lagian solo jauh, ujan, malez! Irme...sdh jadi artis memang susah ditemui ya,,hehe,,goodluck 4 u. Dahlia...tenang girl, di luar sono masih banyak cowo yang lebih baek dan lebih pantes bwt km..**semua para jawara PS, wInnINg G ada MaTeeNYA..seMuA Temen-temen gero**...dan para bandits yang selalu perform di radio tercinta..TENKyu**

KATA PENGANTAR

بسم الله الرحمن الرحيم

Assalamu'alaikum Wr.Wb

Puji syukur Alhamdulillah ke hadirat Allah S.W.T dan shalawat serta salam tercurah kepada Nabi Muhammad S.A.W karena atas berkat Rahmat dan Hidayah dari Allah, penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul "Prarancangan Pabrik n-Butanol dari Propilen, Hidrogen dan CO kapasitas 60.000 Ton/Tahun".

Tujuan dari Tugas Akhir berikut penulisan laporan ini adalah untuk mengukur kemampuan mahasiswa dalam mengimplementasikan pengetahuan-pengetahuan yang telah didapat selama menjalani masa perkuliahan dan sebagai salah satu prasyarat untuk menyelesaikan studi strata 1 dalam meraih gelar sarjana.

Dalam penulisan laporan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bpk. Fathul Wahid, ST. M.Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, M.Si. selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, M.Si dan Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing yang telah mengarahkan dan memberi banyak penjelasan pada penulis.

4. Keluarga besar kami yang tiada henti–hentinya mencurahkan seluruh kasih sayang dan kesabarannya serta membantu kami baik moril maupun materil hingga selesainya Tugas Akhir ini.
5. Untuk rekan-rekan Teknik Kimia – Teknik Tekstil 2002 terima kasih atas kerjasama, dukungan dan "persahabatannya".

Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, yang telah membantu terselesaikannya Tugas Penelitian ini.

Akhirnya penyusun berharap agar Laporan ini dapat bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan pembaca pada umumnya.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb

Yogyakarta, April 2007

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

HALAMAN PERNYATAAN ii

HALAMAN PENGESAHAN iii

KATA PENGANTAR v

DAFTAR ISI vii

DAFTAR TABEL ix

DAFTAR GAMBAR xi

ABSTRAKSI xii

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang 1

1.2. Kapasitas perancangan 2

1.3. Tinjauan Pustaka 6

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk 10

2.2. Spesifikasi Bahan Baku 10

2.3. Pengendalian Kualitas 12

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses 15

3.2. Neraca Massa 18

3.3. Neraca Panas 21

3.4. Spesifikasi Tiap Alat 27

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik 47

4.2. Tata Letak Pabrik 49

4.3. Perawatan Alat 53

4.4. Utilitas 54

4.5. Laboratorium 70

4.6. Organisasi Perusahaan 71

4.7. Evaluasi Ekonomi 94

BAB V PENUTUP

5.1. Kesimpulan 110

DAFTAR PUSTAKA xiii

LAMPIRAN xv

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Data import n-butanol dari tahun 1996 sampai 2004	3
Tabel 1.2.	Proyeksi kebutuhan n-butanol	4
Tabel 1.3.	Perbandingan katalis Rhodium dengan katalis lain	8
Tabel 1.4.	Perbandingan proses pembuatan n- butanol	9
Tabel 3.1.	Neraca massa total	19
Tabel 3.2.	Neraca massa reaktor - 01	19
Tabel 3.3.	Neraca massa flash drum - 01	19
Tabel 3.4.	Neraca massa reaktor - 02	20
Tabel 3.5.	Neraca massa flash drum - 02	20
Tabel 3.6.	Neraca massa menara distilasi	20
Tabel 3.7.	Neraca panas HE – 01	21
Tabel 3.8.	Neraca panas vaporizer – 01	21
Tabel 3.9.	Neraca panas HE – 02	21
Tabel 3.10.	Neraca panas HE – 03	21
Tabel 3.11.	Neraca panas reaktor - 01	22
Tabel 3.12.	Neraca panas condenser - 01	22
Tabel 3.13.	Neraca panas vaporizer – 02	22
Tabel 3.14.	Neraca panas HE – 04	22
Tabel 3.15.	Neraca panas reaktor – 02	23
Tabel 3.16.	Neraca panas condenser – 02	23
Tabel 3.17.	Neraca panas menara distilasi	23

Tabel 3.18. Neraca panas condenser – 03 23

Tabel 3.19. Neraca panas cooler 24

Tabel 3.20. Neraca panas kompressor – 01 24

Tabel 3.21. Neraca panas kompressor – 02 24

Tabel 3.22. Neraca panas kompressor – 03 24

Tabel 4.1. Kebutuhan air pendingin 58

Tabel 4.2. Kebutuhan air untuk steam proses 59

Tabel 4.3. Kebutuhan air untuk sanitasi 59

Tabel 4.4. Perincian kebutuhan listrik untuk alat proses 66

Tabel 4.5. Perincian kebutuhan listrik untuk alat utilitas 66

Tabel 4.6. Jabatan dan prasyarat 89

Tabel 4.7. Perincian jumlah karyawan proses 91

Tabel 4.8. Perincian Jumlah Karyawan Kantor 92

Tabel 4.9. Perincian golongan gaji karyawan 93

Tabel 4.10. Harga indeks CEP 96

Tabel 4.11. Fixed Capital Investment 101

Tabel 4.12. Working Capital 102

Tabel 4.13. Manufacturing Cost 103

Tabel 4.14. General Expense 104

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik supply and demand n-butanol di Indonesia 4

Gambar 3.1. Diagram alir kualitatif pabrik n-Butanol 25

Gambar 3.2. Diagram alir kuantitatif pabrik n-Butanol 26

Gambar 4.1. Tata letak bangunan pabrik n-butanol 51

Gambar 4.2. Tata letak alat – alat proses pabrik n-butanol 52

Gambar 4.3. Diagram alir pengolahan air 64

Gambar 4.4. Bagan Struktur organisasi 76

Gambar 4.5. Grafik BEP dan SDP 109

ABSTRACT

Requirement of n-butanol progressively mounts along with expanding chemical industry in Indonesia. N-butanol used as the intermediate material for some chemical industries. Factory founded with the capacities 60.000 ton/year with the raw material of propylene, hydrogen and carbon mono oxide. Factory planned to be founded in Cilegon, West Java.

The production process will be operated using fixed bed reactor (FBR) with conversion 99%. Process take place in 4 phase : phase of raw material preparation, phase hydrogenation, phase hydroformilation, and phase of product purification. Phase hydrogenation with condition of operation 393 K and pressure 15 atm used catalyst Rhodium. This phase will produce butyraldehyde from the raw materials. Phase hydroformilation with condition of operation 423 K and pressure 20 atm used catalyst Nickel. This phase will transform butyraldehyde into n-Butanol

The utility consists of 318274, 8683 ton / year water which is taken from a river. 370, 64791 KW electricity requirements is fulfilled by PLN. Fuel Requirements is 189029, 1942 ton / year.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of Rp.115.845.801.730, 64, working capital of Rp.149.636.160.612, 06. The profit before tax is Rp.4.806.467.529, 14 while the profit after tax is Rp.32.403.233.764, 57. Percentage of return on investment (ROI) before tax is 55, 94% while after tax is 27, 97%. Pay Out Time (POT) before taxes and after taxes are 1, 52 year and 2,63 year. The value of Break Event Point (BEP) is 42, 80%. Shut Down Point (SDP) is 29,51 %. While, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 26, 24%. Based on the economic analysis, it is concluded that plant design of n-Butanol is profitable and feasible to be built.

ABSTRAK

Kebutuhan n-butanol di Indonesia akan semakin meningkat seiring dengan perkembangan industri kimia. N-butanol digunakan sebagai bahan intermediet pada beberapa industri kimia. Pabrik n-butanol didirikan dengan kapasitas 60.000 ton/tahun dengan bahan baku berupa propilen, hidrogen dan karbon monoksida. Direncanakan pabrik akan berdiri pada suatu kawasan industri di Cilegon, Jawa Barat.

Proses pembuatan n-utanol menggunakan reactor Fixed Bed dengan konversi total mencapai 99%. Proses ini terdiri atas 4 tahap: tahap persiapan bahan baku, tahap hidrogenasi, tahap hidroformilasi dan tahap pemurnian produk. Tahap hidrogenasi terjadi dengan kondisi operasi 393 k dan tekanan 15 atm menggunakan katalis Rhodium. Pada tahap ini bahan baku akan diproses menjadi butiraldehid. Kemudian tahap hidroformilasi akan terjadi pada kondisi operasi 423 K dan tekanan 20 atm menggunakan katalis nikel. Pada tahap ini, butiraldehid akan diproses menjadi n-butanol.

Untuk kebutuhan utilitas, pabrik membutuhkan sebanyak 318274,8683 ton/tahun yang diambil dari air sungai. Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN sebanyak 370,64791 KW . Kebutuhan bahan bakar sebanyak 189029,1942 ton/tahun.

Dari hasil analisa ekonomi, pabrik ini memerlukan Fixed capital sebesar Rp 115.845.801.730,64. Working capital sebesar Rp 149.636.160.612,06. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp 64.806.467.529,14 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 32.403.233.764,57. ROI sebelum pajak sebesar 55,94 % dan setelah pajak 27,97 %. POT sebelum pajak 1,52 tahun dan setelah pajak 2,63 tahun. BEP sebesar 42,80 % kapasitas. SDP sebesar 29,51 % kapasitas. Serta DCFR sebesar 26.24 %. Dengan demikian apabila ditinjau dari segi ekonomi maka pabrik n-butanol ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang.

Indonesia memiliki potensi pada industri kimianya untuk memasuki persaingan pasar bebas pada era globalisasi sekarang ini. Pendirian suatu industri kimia akan membantu meningkatkan pertumbuhan ekonomi dan menekan tingkat pengangguran.

Indonesia juga didukung potensi yang sangat besar akan ketersediaan bahan baku untuk industri kimia. Sehingga mendorong tumbuh kembangnya industri kimia yang sudah ada maupun yang akan didirikan sesuai dengan laju pembangunan dan kebijakan ekonomi masa mendatang. Bila selama ini kebanyakan hasil industri kimia hanya memenuhi kebutuhan dalam negeri, maka dengan adanya peningkatan, diharapkan Indonesia sanggup mencukupi kebutuhan dalam negeri dan juga dapat mengeksport produk-produk industri.

n-Butanol adalah bahan kimia intermediate yang sangat penting penggunaannya untuk bahan baku industri kimia. Secara umum n-butanol digunakan secara komersial untuk memproduksi butil acetat, butil acrilate, industri cat, tekstil dan *protective coating*. Pada industri *protective coating*, n-butanol digunakan sebagai :

1. Pernis nitroselulose yang digunakan untuk pelapisan bagian atas dan penkilat pada hasil akhir pelapisan kayu.

2. Sistem pelapisan resin acrilic termostat terutama pada metal furniture, alat-alat rumah tangga dan coil coating.
3. Sistem pelapisan resin scrilic-melamin (70% acrilic dan 30% melmin) digunakan pada *automotive finishing*.
4. Sistem amino resin sebagai alkyd urea dan alkid melamin.
5. *Water reducible coating* (sebagai co-valen).

Mengingat arah pembangunan di Indonesia yang sedang menuju ke arah industrialisasi, maka akan sangat banyak digunakan bahan – bahan yang berbahan dasar dari n-butanol. Sampai saat ini untuk memenuhi kebutuhan n-butanol, negara kita masih mengimpor dari negara lain.

Apabila Indonesia mampu memproduksi n-butanol sendiri, maka akan mendukung penghematan untuk biaya impor. Dilihat dari kecendrungan impor n-butanol dari tahun ke tahun yang semakin meningkat, maka pendirian industri n-butanol merupakan salah satu pilihan industri yang sangat menguntungkan, termasuk langkah untuk penghematan dan menciptakan adanya kemungkinan untuk meningkatkan devisa bagi negara. Sehingga dapat membantu program pemerintah dalam menekan laju angka kemiskinan.

1.2 Kapasitas Perancangan

Dalam pemilihan kapasitas pabrik n-butanol ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Kebutuhan n-butanol di Indonesia
2. Ketersediaan bahan baku
3. Kapasitas yang sudah beroperasi

1.2.1. Kebutuhan n-butanol di Indonesia

Untuk memenuhi kebutuhan n-butanol, hingga saat ini Indonesia masih mengimpor dari berbagai negara. Hal ini dikarenakan belum adanya pabrik yang memproduksi n-butanol di Indonesia. Menurut data BPS tahun 2004, negara negara pengimpor n-butanol antara lain Jepang, Korea, Singapura, USA, Belanda, Jerman, Australia, Thailand, dan Malaysia.

Berdasarkan data impor pada tabel 1.1 dapat dilihat bahwa terjadi peningkatan impor n-butanol seiring dengan kondisi industrialisasi di Indonesia.

Tabel 1.1. Data import n-butanol dari tahun 1996 sampai 2004.

No	Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
1	1996	4.956,379
2	1997	10.119,508
3	1998	7.904,919
4	1999	22.373,074
5	2000	28.268,52
6	2001	17.482,402
7	2002	19.815,472
8	2003	29.124,116
9	2004	43.173,346

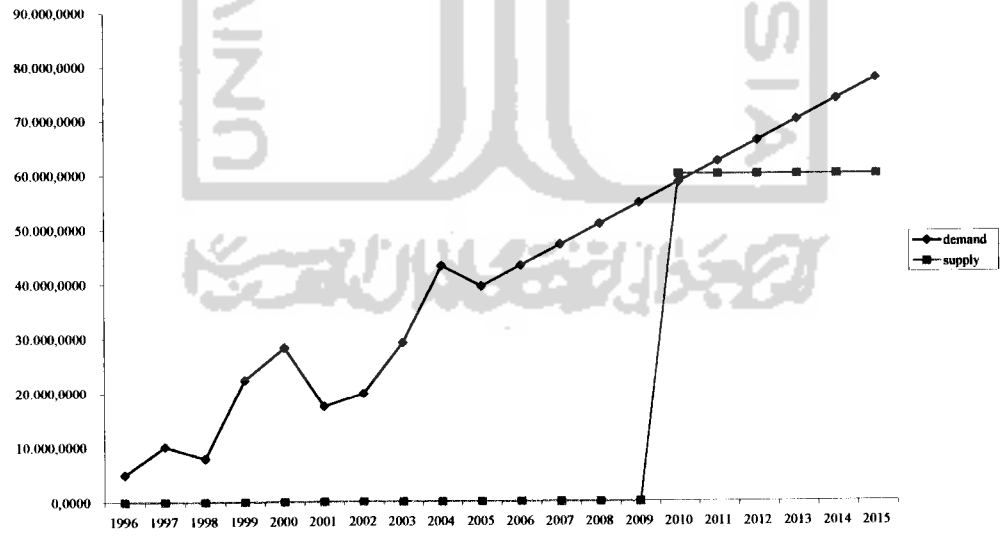
Sumber : Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, BPS Yogyakarta

Asumsi bahwa semua permintaan terhadap n-butanol adalah banyaknya kebutuhan yang diperoleh. Sehingga dengan menggunakan metode *Least Square* laju kebutuhan n-butanol di Indonesia dapat diperkirakan didapatkan persamaan :

$$Y = 20.357{,}5262.X + 3.813{,}5354$$

Tabel 1.2. Proyeksi kebutuhan n-butanol

Tahun	konsumsi (ton/tahun)
2005	39.425,2034
2006	43.238,7388
2007	47.052,2743
2008	50.865,8097
2009	54.679,3451
2010	58.492,8806
2011	62.306,4160
2012	66.119,9514
2013	69.933,4869
2014	73.747,0223
2015	77.560,5577



Gambar 1.1 Grafik supply and demand n-butanol di Indonesia

1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk industri n-butanol adalah propilen, karbon monoksida dan hidrogen. Bahan baku berupa propilen dan hidrogen diperoleh dari PT. Candra Asri Petro Chemical Center di Cilegon dengan cara pemipaan, sedangkan bahan baku yang berupa karbon monoksida diperoleh dari PT. Samator di Tuban. Lokasi di Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang terletak dekat dengan pelabuhan, sehingga akan mempermudah pengadaan bahan baku yang digunakan.

1.2.3. Kapasitas yang sudah beroperasi

Dari *Hydrocarbon Processing, 2006* diperoleh data bahwa kapasitas minimal yang sudah ada untuk pendirian pabrik n-butanol adalah 20.000 ton/tahun yang berlokasi di Davy Mckee,U.K. Sedangkan kapasitas terbesar sampai saat ini untuk pabrik tersebut adalah 700.000 ton/tahun dengan lokasi pabrik di USA.

Berdasarkan pada grafik dan hal-hal tersebut diatas, maka dalam perancangan pabrik n-butanol ini dipilih dengan kapasitas 60.000 ton/tahun dan pabrik mulai beroperasi pada tahun 2010. Kapasitas perancangan ini ditetapkan sebesar 60.000 ton/tahun dengan alasan :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga tidak perlu Impor lagi.
2. Akan membuka kesempatan lapangan pekerjaan yang baru bagi masyarakat.

3. Sebagian produk bisa diekspor ke luar negeri sehingga menghasilkan tambahan devisa bagi Negara.

1.4. Tinjauan Pustaka

1.4.1. Macam-macam Proses Berdasarkan Bahan Baku

Proses pembuatan n-butanol dapat dibuat dengan beberapa cara :

I.4.1.1. Oxo sintesis.

Proses yang paling penting dalam pembuatan n-butanol dan 2-metil-1-propanol adalah hidroformilasi propilen dengan menghidrogenasi aldehyde yang terbentuk. Pada oxo proses (hidroformilasi), karbon monoksida dan hidrogen ditambahkan karbon-karbon rantai dua dengan bantuan katalis (Rh, Co, Cu). Pada reaksi fase pertama terbentuk aldehide dengan penambahan satu atom C dari olefin yang sebenarnya. Untuk olefin yang atom C nya lebih dari satu, campuran isomer aldehide biasanya diperoleh. Dalam hal ini propilen membetuk n-butanal dan iso butanal.

$$CH_3CH{=}CH_2 + CO + H_2 \longrightarrow CH_3(CH_2)_2CHO + CH_3\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{C}}HCHO$$

Ada beberapa variasi pada proses hidroformilasi. Perbedaannya ada pada kondisi reaksi (tekanan dan temperatur) dan sistem katalis yang digunakan. Proses klasik temperatur tinggi digunakan sampai dengan permulaan tahun 1970-an, di operasikan pada tekanan 20-30 Mpa (200-300 bar) CO/H_2 dan suhu 100°C-180°C. Katalisnya adalah cobalt. proses ini menghasilkan kira-kira 75% n-butanol dan 25% iso butanol.

Produk ini dikembangkan pada beberapa tahun lalu untuk mendapatkan produk yang lebih bersih. Operasi pada tekanan yang relatif lebih rendah (1-5 Mpa, 10-50 Bar) digunakan katalis rhodium. Rasio isomer mencapai 95 : 5 atau 97 :3 n-buta nol dan iso butanol.

Hidrogenasi katalitik dari aldehide membentuk alkohol. Aldehid hasil reaksi hidroformilasi kemudian dihidrogenasi dengan menggunakan bantuan katalis nickel untuk menghasilkan alkohol. Selanjutnya alkohol dimurnikan dalam fractionating column untuk menghasilkan alkohol murni. Hanya alkohol primer yang dapat dihasilkan dari proses oxo sintetis. Proses hidrogenasi beroperasi pada suhu 150 ^{o}C dan pada tekanan 1470 psi (10.13 Mpa). Konversi proses ini biasanya mencapai 95-99%. *(James G.Speigh,1976)*

Reaksi yang terjadi :

1. Reaksi pembentukan n-butanol (99%)

$$CH_3(CH_2)_2CHO + H_2 \longrightarrow CH_3(CH_2)_3OH$$

2. Reaksi pembentukan i-butanol (1%)

$$\begin{array}{l} CH_3CHCHO \\ \quad | \\ \quad CH_3 \end{array} + H_2 \longrightarrow \begin{array}{l} CH_3CHCH_2OH \\ \quad\quad | \\ \quad\quad CH_3 \end{array}$$

I.4.1.2. Proses Reppe

N-butanol dan iso butanol dapat diproduksi secara komersil dengan cara carbonilisasi propilen, di kembangkan oleh Reppe. Proses ini dikembangkan pada tahun 1942. Olefin, CO dan air direaksikan dibawah tekanan dengan kehadiran

katalis (garam Amonium tertier dari polinuclear ion carbonil hidrid). Perbedaan proses ini dengan Co katalis hidroformilasi klasik adalah pada temperatur rendah dan tekanan rendah (kira-kira 100°C, 0,5-2 Mpa atau 5-20 bar), alkohol langsung terbentuk dari olefin.

Seperti pada oxo sintetis, Carbon monoksida dapat ditambahkan pada kedua atom C atau pada ikatan rangkap, ketika propilen digunakan, n-butanol dan iso butanol diperoleh dengan perbandingan 86 : 14.

$$CH_3CH{=}CH_2 + 3CO + 2H_2O \longrightarrow CH_3(CH_2)_3OH + 2CO_2$$

Katalis sensitif terhadap udara dan temperatur tinggi yang mengandung air dan CO_2 dan terdekomposisi menjadi besi carbonat. Untuk mencapai reaksi yang cukup dari katalis, carbonil triferrat, harus dihadirkan pada konsentrasi yang lebih dari 10 % pada larutan reaktan, ini diperoleh dengan kehadiran dissolving agent. Reppe proses tidak sukses seperti hidroformilasi propilen dengan Co-katalis. Proses ini merupakan proses dengan teknologi yang mahal. *(sumber n-butanol Manufacture Process and Environmental Aspect, 2006).*

I.4.2. Seleksi Proses

Tabel 1.3. Perbandingan katalis Rhodium dengan katalis lain

Kriteria	Convensional Cobalt	Cobalt Ligant	Rhodium Ligant
Tekanan	Tinggi	Sedang	Rendah
Temperatur	Sedang	Sedang	Rendah
Katalis cycle	Komplex	Komplex	Sederhana
Produk utama	Aldehide	Alkohol	Aldehide
Produk samping	Tinggi	Aldehide	Rendah

Sumber: Manufacture Aplication and Chemistry, Edward J. wickson (Exxon Chemical Company,1960)

Untuk lebih jelas perbandingan proses yang ada dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.4. Perbandingan proses pembuatan n- butanol

No	Parameter	Oxo sintetis	Reppe
1	Temperatur	393 K- 423 K	373 K
2	Tekanan	15-20 atm	5-19 atm
3	Konversi	99%	86%
4	Katalis	Rhodium,Nickel	Fe Carbonilhidride
5	Bahan baku	Propilen,CO,H_2	Propilen,CO,H_2O

Proses yang dipilih untuk memproduksi n-butanol dari propilen dalam pra rancangan pabrik ini adalah proses oxo sintetis dengan menggunakan katalis Rh. Pertimbangan yang diambil sebagai berikut:

- Proses yang tidak terlalu rumit dan lebih ekonomis.
- Konversi tinggi dan produk samping rendah.
- Kemurnian produk tinggi.
- Tekanan danTemperatur rendah.
- Sebagian besar pabrik n-Butanol di dunia mempergunakan proses ini dalam proses produksinya.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

n-butanol

- Rumus molekul : $CH_3(CH_2)_3OH$
- Berat molekul : 74
- Titik didih : 117,6 °C
- Temperatur kritis : 289,9 °C
- Tekanan kritis : 4423 kPa
- Densitas : 809,7 Kg/m^3 (25 °C)
- Kapasitas panas : 0,17706 Kj (25 °C)
- Fase : cair
- Kemurnian : 99 %
- Impurities : 1 % (i-butanol)
- Panas pembentukan standart : - 274,6 Kj/mol (25 °C)

2.2. Spesifikasi Bahan baku

2.2.1. Propylene

- Rumus molekul : C_3H_6
- Berat molekul : 42
- Titik didih : - 47,6 °C

- ❖ Temperatur kritis : - 91,8 °C
- ❖ Tekanan kritis : 45,6 atm
- ❖ Densitas : 0,612 gr/cm^3
- ❖ Fase : gas
- ❖ Kemurnian : 98 %
- ❖ Impurities : 2 % (propana)
- ❖ Panas pembentukan standart : 20,42 Kj/mol

2.2.2. Karbon Monoksida

- ❖ Rumus molekul : CO
- ❖ Berat molekul : 28
- ❖ Titik didih : - 191,35 °C
- ❖ Temperatur kritis : - 140,1 °C
- ❖ Tekanan kritis : 34,5 atm
- ❖ Densitas : 0,301 gr/cm^3
- ❖ Fase : gas
- ❖ Panas pembentukan standart : - 110,53 Kj/mol
- ❖ Specific gravity cairan : 0,814 (79 K)
- ❖ Specific gravity gas : 0,968 (298 K)

2.2.3. Hydrogen

- ❖ Rumus molekul : H_2
- ❖ Berat molekul : 2

- ❖ Titik didih : - 20,39 °C
- ❖ Temperatur kritis : - 33,18 °C
- ❖ Tekanan kritis : 13,15 atm
- ❖ Densitas : 0,04466 mol/cm^3 (0 °C)
- ❖ Fase : gas
- ❖ Kapasitas panas : 28,59 Kj/mol
- ❖ Volume kritis : 66,649 cc/mol

2.3. Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku Propilen dan Hidrogen yang diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center dan Karbon monoksida akan diambil dari PT. Samator. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Parameter yang diukur untuk bahan baku Pabrik n-butanol ini adalah kemurnian dari bahan baku berupa Propilene, Hidrogen dan Karbon monoksida sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang digunakan.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control*

room dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik berupa *flow rate* bahan baku atau produk, suhu operasi maupun tekanan operasi dapat diketahui dari syarat yang diberikan maka secara otomatis akan melakukan set point yang telah ditentukan sesuai dengan yang diinginkan.

- kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk
- kontrol terhadap kondisi operasi

Alat kontrol yang dipakai diset/dikondisikan pada harga tertentu :

- *Flow meter*

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

- *Temperature control*

  Jika terjadi penyimpangan pada set suhu yang telah ditetapkan, maka secara otomatis akan melakukan *action* sesuai dengan suhu yang diinginkan.

- *Pressure control*

  Perubahan tekanan dapat di deteksi dengan isyarat jika terjadi penyimpangan tekanan dan *pressure control* akan mengesetnya kembali sesuai dengan tekanan semula

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang sesuai standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai spesifikasinya.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Pembuatan n-butanol dengan proses *oxo sintesis* melalui tahapan sebagai berikut :

1. Persiapan bahan baku
2. Reaksi *hidroformilasi* (pembuatan *butyraldehyde* dari gas *propylene, hydrogen* dan *carbon monoksida).*
3. reaksi *hydrogenasi* (menghidrogenasi *butyraldehyde* menjadi butanol).
4. Proses pemurnian produk n-butanol.

3.1.1. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan untuk membuat n-butannol adalah gas Propilen dengan kemurnian 98 % pada tekanan 1 atm dan suhu 305 K , gas hidrogen dengan kemurnian 100 % pada tekanan 1 atm dengan suhu 305 K dan karbon monoksida dengan kemurnian 100 % pada tekanan 1 atm dan suhu 75 K. Gas Propilen dan Hidrogen yang berasal dari produsen dialirkan dengan pipa masing-masing menuju kompressor (K-01) dan (K-02) untuk dinaikkan tekanannya sehingga gas Propilen mempunyai tekanan 15 atm dan suhu 314,54 K dan gas Hidrogen mempunyai tekanan 15 atm dan suhu 326,98 K. Gas CO yang disimpan dalam tangki (T-01) juga dialirkan dengan pompa 2 (P-02) menuju

vaporizer (V-01) untuk diuapkan sehingga fasenya berubah menjadi gas dengan suhu 308 K dan tekanan 15 atm. Ketiga gas tersebut yaitu gas *propylene*, gas *hydrogen* dan carbon monoksida masing-masing akan dipanaskan terlebih dahulu dengan menggunakan *Heater* (HE-01, HE-02 dan HE-03) sebelum masuk ke reaktor sampai suhunya mencapai 393 K.

3.1.2. Reaksi Pembuatan *butyraldehyde*

Bahan baku yang sudah siap, dimasukan kedalam reaktor. Reaktor yang digunakan dalam perancangan pabrik ini adalah reaktor *fixed bed multitubula"* dengan menggunakan katalis *Rhodium*. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor bersifat *exothermis*, reaksinya adalah sebagai berikut :

$$CH_3CH{=}CH_2 + CO + H_2 \longrightarrow CH_3(CH_2)_2CHO + CH_3\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{C}}HCHO$$

Reaksi berjalan pada fase gas dengan tekanan 15 atm dan suhu umpan masuk reaktor 393 K, reaktor beroperasi secara *Non adiabatis* dan *Non isothermal*. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis agar proses dapat berlangsung dengan baik maka digunakan pendingin jenis *Dow therm A*. Produk utama adalah n-butanal dan i-butanal. Gas hasil keluar reaktor *fixed bed* diembunkan dengan menggunakan kondenser-01 (CD-01) dari suhu 385,86 K sampai suhunya turun menjadi 323,11 K, lalu dialirkan ke dalam *flash drum I* (FD-01) untuk dipisahkan fase gas dan fase cairnya. Hasil atas berupa campuran gas sisa yang tidak bereaksi dan sedikit n dan i-butanal dibuang dengan cara di *flare*, sedangkan hasil bawah yang berupa fase cair yaitu campuran n-butanal dan

i-butanal dialirkan melalui pompa 3 (P-03) menuju *mixer* (M-01) untuk dicampur dengan cairan *recycle* dari produk atas MD-1 supaya homogen.

3.1.3. Reaksi Pembuatan Butanol

Hasil keluaran M-01 dimasukan ke dalam *vaporizer* (V-02) untuk diuapkan sebelum dimasukkan ke reaktor (R-02) sampai suhunya mencapai 420 K. Begitu juga dengan gas *hydrogen* yang terlebih dahulu dikompresi dengan menggunakan kompressor (K-02) sehingga tekanannya menjadi 20 atm juga dipanaskan dalam *heater* (HE-04) sampai suhu 420 K.

Gas hidrogen dan campuran gas direaksikan di dalam reaktor *fixed bed* dengan bantuan katalis Ni. Reaksi yang terjadi :

1. Reaksi utama



$$CH_3(CH_2)_2CHO + H_2 \longrightarrow CH_3(CH_2)_3OH$$

2. Reaksi samping



$$CH_3CHCHO + H_2 \longrightarrow CH_3CHCH_2OH$$

Reaksi berjalan pada fase gas dengan tekanan 20 atm dan suhu umpan masuk reaktor 420 K, reaktor beroperasi secara *Non adiabatis* dan *Non isothermal*. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis maka digunakan pendingin berupa *Dow therm A*. Produk utama adalah n-butanol dan i-butanol. Gas hasil keluar reaktor *fixed bed* diembunkan dengan menggunakan kondenser-02 (CD-02) dari suhu 416,26 K sampai suhunya turun menjadi 390,64 K, lalu dialirkan ke dalam *flash drum 2* (FD-02) untuk dipisahkan fase gas dan fase cairnya. Hasil atas

berupa gas *hydrogen* sisa yang tidak bereaksi dan sedikit n dan i-butanal serta sedikit n dan i-butanol dibuang dengan cara di*flare*, sedangkan hasil bawah yang berupa fase cair yaitu campuran n-butanol dan i-butanol dialirkan melalui pompa 4 (P-04) menuju menara distilasi (MD-01).

3.1.4. Tahap Pemurnian Produk

Campuran cairan masuk ke dalam MD-01 pada suhu 117,57 °C dan tekanan 1 atm. Hasil atas menara distilasi berupa campuran n dan i-butanal, i-butanol dan sedikit n-butanol, sedangkan hasil bawah menara distilasi berupa n-butanol dan sedikit i-butanol. Hasil atas menara distilasi dialirkan menuju ke kondenser 3 (CD-03) untuk diembunkan seluruh hasil atas kemudian di masukkan kedalam akumulator (Acc-01) untuk menampung hasil embunan dari kondensor dan kemudian dengan mengunakan pompa 5 (P-05) untuk mengalirkan sebagai *refluks* ke Menara Distilasi. Dengan menggunakan pompa 6 (P-06) hasil Akumulator dialirkan menuju *mixer* (M-01) untuk di *recycle*. Sedangkan hasil bawah menara distilasi didinginkan dalam *cooler* (C-01) sampai suhunya 30 °C kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02).

3.2. Neraca Massa

Setting neraca massa alat terdiri atas neraca Reaktor 1, Flash Drum 1, Reaktor 2, Flash Drum 2 dan Menara Distilasi. Waktu setting operasi ditargetkan 1 tahun = 330 hari, 1 hari = 24 jam. Basis Perhitungan : 1 jam operasi

3.2.1. Neraca Massa Total

Tabel 3.1. Neraca massa total

Komponen	input	output
	kg/jam	kg/jam
C_3H_6	4670,3284	140,1099
C_3H_8	99,8507	99,8507
CO	3113,5523	93,4066
H_2	440,1359	8,8493
n - C_4H_8O	73,6933	79,1376
I - C_4H_8O	3,8773	4,2923
n - $C_4H_{10}O$	74,9839	7652,1114
I - $C_4H_{10}O$	392,5490	791,2131
total	8868,9708	8868,9708

3.2.2. Neraca Massa Tiap Alat

3.2.2.1. Reaktor 1

Tabel 3.2. Neraca massa reaktor - 01

Komponen	input	output
	kg/jam	kg/jam
C_3H_6	4670,3284	140,1099
C_3H_8	99,8507	99,8507
CO	3113,5523	93,4066
H_2	222,3966	6,6719
n - C_4H_8O	-	7377,7845
I - C_4H_8O	-	388,3044
total	8106,1280	8106,1280

3.2.2.2. Flash Drum 1

Tabel 3.3. Neraca massa flash drum - 01

Komponen	input	output	
		atas	bawah
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C_3H_6	140,1099	140,1099	-
C_3H_8	99,8507	99,8507	-
CO	93,4066	93,4066	-
H_2	6,6719	6,6719	-
n - C_4H_8O	7377,7845	4,6695	7373,1150
I - C_4H_8O	388,3044	0,3743	387,9302
total	8106,1280	345,0828	7761,0452
		8106,1280	

3.2.2.3. Reaktor 2

Tabel 3.4. Neraca massa reaktor - 02

Komponen	input	output
	kg/jam	kg/jam
n - C_4H_8O	7446,8083	74,4681
I - C_4H_8O	391,8075	3,9181
H_2	217,7393	2,1774
n - $C_4H_{10}O$	74,9839	7652,1114
I - $C_4H_{10}O$	392,5490	791,2131
total	8523,8881	8523,8881

3.2.2.4. Flash Drum 2

Tabel 3.5. Neraca massa flash drum - 02

Komponen	input	output	
		atas	bawah
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
n - C_4H_8O	74,4681	0,0383	74,4298
I - C_4H_8O	3,9181	0,0020	3,9161
H_2	2,1774	2,1774	-
n - $C_4H_{10}O$	7652,1114	3,7885	7648,3229
I - $C_4H_{10}O$	791,2131	0,3587	790,8545
total	8523,8881	6,3648	8517,5232
		8523,8880	

3.2.2.5. Menara Distilasi

Tabel 3.6. Neraca massa menara distilasi

Komponen	input	output	
		destilat	bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
n - C_4H_8O	74,4298	74,4298	-
I - C_4H_8O	3,9161	3,9161	-
n - $C_4H_{10}O$	7648,3229	76,4832	7571,8396
I - $C_4H_{10}O$	790,8545	786,9002	3,9543
total	8517,5232	941,7293	7575,7939
		8517,5232	

3.3. Neraca Panas Tiap Alat

3.3.1. Neraca panas HE – 01

Tabel 3.7. Neraca panas HE - 01

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	124469,8758	panas produk	3006392,8105
steam	2881922,9347		
total	3006392,8105	total	3006392,8105

3.3.2. Neraca panas Vaporizer – 01

Tabel 3.8. Neraca panas vaporizer - 01

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	768573,9581	panas produk	746227,6838
steam	649801,1619	panas penguapan	672147,4362
total	1418375,1200	total	1418375,1200

3.3.3. Neraca panas HE – 02

Tabel 3.9. Neraca panas HE - 02

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	22711,2773	panas produk	310031,8974
steam	287320,6201		
total	310031,8974	total	310031,8974

3.3.4. Neraca panas HE – 03

Tabel 3.10. Neraca panas HE - 03

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	184710,2316	panas produk	608659,1142
steam	423948,8826		
total	608659,1142	total	608659,1142

3.3.5. Neraca panas Reaktor 1

Tabel 3.11. Neraca panas reaktor - 01

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	1475360,9818	panas produk	1230004,3914
		pendingin	245356,5904
total	1475360,9818	total	1475360,9818

3.3.6. Neraca panas Condenser – 01

Tabel 3.12. Neraca panas condenser - 01

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	1230583,7249	panas produk	310422,1801
panas pengembunan	1252,1685	beban panas	921413,7133
total	1231835,8934	total	1231835,8934

3.3.7. Neraca panas Vaporizer – 02

Tabel 3.13. Neraca panas vaporizer - 02

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	325021,8375	panas produk	1907390,1299
steam	5280174,6478	panas penguapan	3697806,3554
total	5605196,4853	total	5605196,4853

3.3.8. Neraca panas HE – 04

Tabel 3.14. Neraca panas HE - 04

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	338294,4040	panas produk	813987,4725
steam	475693,0686		
total	813987,4725	total	813987,4725

3.3.9. Neraca panas Reaktor – 02

Tabel 3.15. Neraca panas reaktor - 02

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	2304331,9432	panas produk	1934752,2879
		pendingin	369579,6553
total	2304331,9432	total	2304331,9432

3.3.10. Neraca panas Condenser – 02

Tabel 3.16. Neraca panas condenser- 02

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	1902243,0998	panas produk	1420007,1966
panas pengembunan	2306,3566	beban panas	484542,2598
total	1904549,4564	total	1904549,4564

3.3.11. Neraca panas Menara Distilasi

Tabel 3.17. Neraca panas menara distilasi

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	343885,6017	panas distilat	33228,4163
panas reboiler	529990,4918	panas kondenser	526210,4795
		panas bottom	314437,1977
total	873876,0935	total	873876,0935

3.3.12. Neraca panas Condenser – 03

Tabel 3.18. Neraca panas condenser - 03

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	107739,5897	panas produk	40963,5988
panas pengembunan	350,2723	beban panas	67126,2632
total	108089,8620	total	108089,8620

3.3.13. Neraca panas Cooler

Tabel 3.19. Neraca panas cooler

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	1316262,6893	panas produk	56626,2478
		pendingin	10105780,7198
total	36570540,2026	total	36570540,2026

3.3.14. Neraca panas Kompressor – 01

Tabel 3.20. Neraca panas kompresor - 01

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	101587,2990	panas produk	125571,1491
panas yang terjadi	23983,8501		
total	125571,1491	total	125571,1491

3.3.15. Neraca panas Kompressor – 02

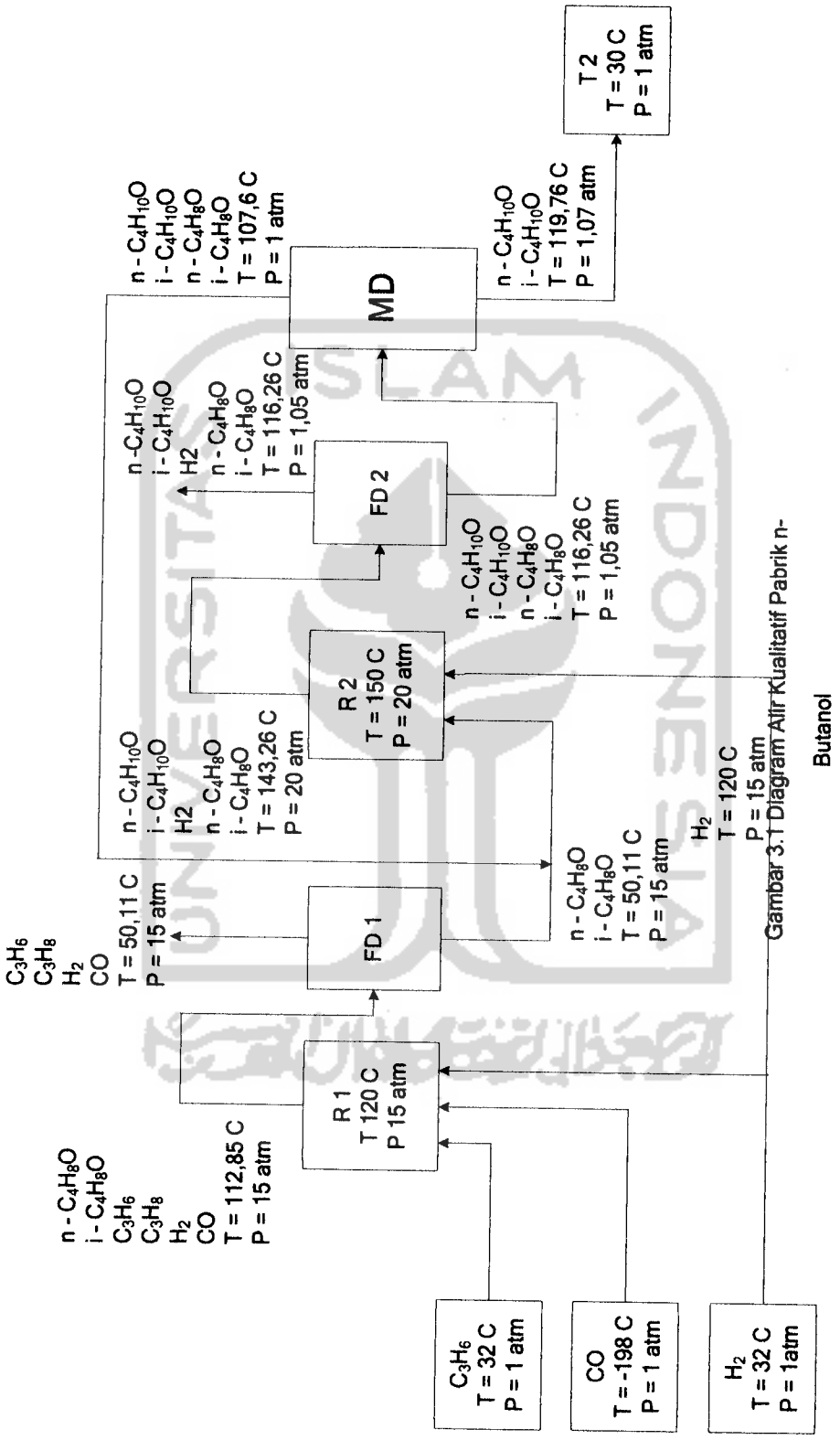
Tabel 3.21. Neraca panas kompresor - 02

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	44517,3064	panas produk	184710,2316
panas yang terjadi	140192,9252		
total	184710,2316	total	184710,2316

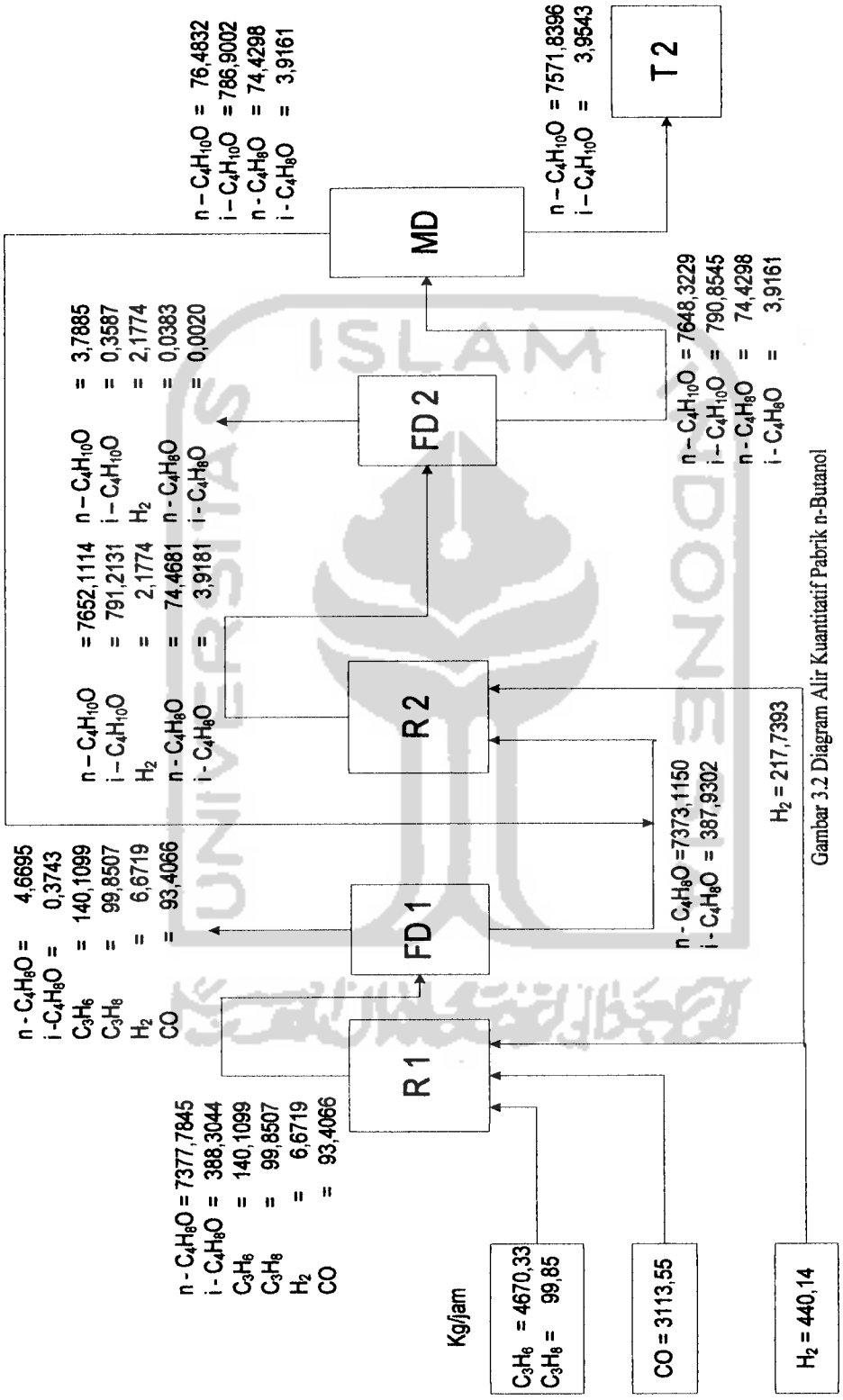
3.3.16.Neraca panas Kompressor – 03

Tabel 3.22. Neraca panas kompresor - 03

Masuk	kj/jam	keluar	kj/jam
panas umpan	301109,3177	panas produk	338474,4613
panas yang terjadi	37365,1436		
total	338474,4613	total	338474,4613



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik n-Butanol



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik n-Butanol

3.3. Spesifikasi Tiap Alat

3.4.1. Kompressor 1 (K-01)

Fungsi : Menaikan tekanan gas *Propylene* sebelum masuk reaktor *fixed bed 1* dari 1 atm menjadi 15 atm

Jenis : *Kompressor Centrifugal multi stage*

Proses : *Politropis*

Kapasitas : 12,6416 ft^3/det

BHP : 36,3344201 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : 21,513 US $

3.4.2. Heater 1 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan *Propylene* sebelum masuk ke reaktor *fixed bed 1* (R-01) sebanyak 4670,3284 Kg/jam

Jenis : *Shell* and *Tube*

Pemanas : *Steam*

Aliran *Fluida* : *Shell* : *Steam*

Tube : Propylene

Spesifikasi Tube

Jumlah Tube : 110

Panjang Tube : 6 ft

OD,BWG,*Pitch* : $1^1/_2$ in, 16 in *triangular pitch* $1^7/_8$ in

Pass : 2

Spesifikasi Shell

IDshell	: 25 in
Baffle spacing	: 12.5 in
Pass	: 1
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 169,380.53 US $

3.4.3. Tangki 1 (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku CO sebanyak 3113,552267 Kg/jam selama 7 hari.
Jenis	: Tangki Silinder tegak, atap berbentuk *elliptical* dan dasar berbentuk datar.
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 75 ^{0} K
Dimensi	: Volume = 390,8419 m^3 Diameter = 6,2057 m Tinggi = 12,4114 m
Tebal dinding	: 0,3125 in
Bahan Konstruksi	: *Carbon Steel* SA-283 Grade C
Jumlah	: 2 buah
Harga	: 119,536.03 US $

3.4.4. Vaporizer 1 (V-01)

Fungsi	: Menguapkan CO sebagai umpan *Reaktor fixed bed 1* sebanyak 3113,5523 kg/jam
Jenis	: *Shell* and *Tube*
Pemanas	: *steam*
Aliran fluida	: *Shell* : *steam* *Tube* : CO
Spesifikasi Tube	
Jumlah Tube	: 91
Panjang Pipa	: 12 ft
OD,BWG,Pitch	: 1 in, 16 in *triangular pitch* $1^1/_4$ in
Pass	: 1
Spesifikasi Shell	
ID shell	: 15,25 in
Baffle spacing	: 3,05 in
Pass	: 1
Harga	: 14,658.53 US $

3.4.5. Heater 2 (HE-02)

Fungsi	: Memanaskan *CO* sebelum masuk ke reaktor *fixed bed 1* (R-01) sebanyak 3113,5523 Kg/jam
Jenis	: *Double Pipe HE*
Media pemanas	: *Steam*

Luas transfer	: 85,26 ft^2	
Aliran fluida	: *Anulus*	: *Steam*
	Inner pipe	: CO
Jumlah	: 2 buah	
Spesifikasi	: *anullus*	: 2 in
	Inner pipe	: 1 ¼ in
	Panjang	: 14 ft
	BWG	: 16
Harga	: 173,904.38 US $	

3.4.6. Kompressor 2 (K-02)

Fungsi	: Menaikan tekanan gas *Hydrogen* sebelum masuk reaktor *fixed bed 1* dari 1 atm menjadi 15 atm
Jenis	: *Kompressor Centrifugal multi stage*
Proses	: *Politropis*
Kapasitas	: 24,5181 ft^3/det
BHP	: 76,3509 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 232,012.85 US $

3.4.7. Heater 3 (HE-03)

Fungsi	: Memanaskan *Hydrogen* sebelum masuk ke reaktor *fixed bed 1* (R-01) sebanyak 440,1359 Kg/jam
Jenis	: *Double Pipe HE*
Media pemanas	: *Steam*

Luas transfer	: 104,4 ft^2	
Aliran fluida	: *Anulus*	: *Steam*
	Inner pipe	: H_2
Jumlah	: 1 buah	
Spesifikasi	: *anullus*	: 2 in
	Inner pipe	: 1 ¼ in
	Panjang	: 15 ft
	BWG	: 16
Harga	: $ 128,256.16	

3.4.8. Reaktor 1 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan *Propylene* sebanyak 4670,3284 Kg/jam dengan CO sebanyak 3113,5523 Kg/jam dan *Hydrogen* sebanyak 222,3966 Kg/jam untuk menghasilkan *n-Butyraldehyde* sebanyak 7377,7845 Kg/jam.

Jenis : *Reaktor Fixed Bed Multitubular*

Proses : *Non Adiabatic- Non Isothermal*

Kondisi Operasi : -Suhu : 120 ^{0} C

-Tekanan : 15 atm

Fase : Gas dengan katalis padat

Konversi : 97 %

Dimensi reaktor

Tinggi reaktor : 6,78 m

Diameter *shell* : 2,81 m

Tebal *shell*	: $^1/_2$ in
Jumlah *tube*	: 116 pipa
OD tube	: 2,38 in
ID tube	: 2,067 in
Jenis *head*	: *Elliptical Dishead Head*
Tebal *head*	: $^1/_2$ in
Bahan	: Baja SA-212 *Grade* B
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 318,121.91 US $

Katalis	: Rh *(Rhodium)*
sifat	: logam putih perak
Harga	: 0.033 US $ /Kg

3.4.9. Condenser 1 (CD-01)

Fungsi	: Mendinginkan dan mengembunkan uap yang keluar dari *reaktor fixed bed 1* sebanyak 8109,9507 Kg/jam	
Jenis	:*Double pipe Heat Exchanger (condensor parsial)*	
Media pendingin	: Air	
Luas transfer	: 87 ft^2	
Aliran fluida	: *Anulus*	: *Light Organic*
	Inner pipe	: Air
Jumlah	: 1 buah	
Spesifikasi	: *anullus*	: 2 in

Inner pipe : 1¼ in

Panjang : 15 ft

BWG : 16

Harga : $ 3,520.50

3.4.10. Flash Drum 1 (FD-01)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari *reaktor fixed bed* sebanyak 8106,1280 Kg/jam

Tipe : Tangki silinder tegak *(vertical drum)*

Kondisi Operasi : - Suhu = 50,1102 ^{0}C

- Tekanan = 15 atm
- Waktu tinggal = 5 menit

Kapasitas : 0,8075 m^3

Ukuran : - Diameter = 0,7983 m

- Tinggi = 1,61 m
- Tebal = $^1/_2$ in

Bahan : *Carbon steel*, SA-285, *Grade* C

Jumlah : 1 buah

Harga : 8,876.28 US $

3.4.11. Mixer 1 (M-01)

Fungsi : Mencampur produk bawah *Flash Drum 1* sebanyak 7761,0452 Kg/jam dan *recycle* dari *Accumulator* sebanyak 545,1035 Kg/jam.

Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk	
Kondisi Operasi	: - Suhu	: 50,7979 ^{0} C
	-Tekanan	: 20 atm
Kapasitas	: 3,1351 m^3	
Dimensi alat	: - Diameter	: 1,5866 m
	- Tinggi	: 1,5866 m
	- Tebal shell	: $^5/_{16}$ in
Pengaduk	: - jenis	:*marine propeller with 3 blades*
	- Jumlah	: 2 buah
	- Kecepatan	: 350 rpm
	- Diameter	: 0,5289 m
Baffle	: - Jumlah	: 4 buah
	- Lebar	: 0,1058 m
Bahan	: *Carbon steel*, SA-285, *Grade* C	
Motor	: 10 Hp	
Jumlah	: 1 buah	
Harga	: 36,343.32 US $	

3.4.12. Vaporizer 2 (V-02)

Fungsi	: Menguapkan output *Mixer* sebagai umpan *Reaktor fixed bed 2* sebanyak 3113,5523 kg/jam
Jenis	: *Shell* and *Tube*
Pemanas	: *steam*

Aliran fluida : *Shell* : *steam*

Tube : Light organic

Spesifikasi Tube

Jumlah Tube : 36

Panjang Pipa : 16 ft

OD,BWG,Pitch : $1^1/_2$ in, 16 in *triangular pitch* $1^7/_8$ in

Pass : 1

Spesifikasi Shell

ID shell : 10 in

Baffle spacing : 2 in

Pass : 1

Harga : 6,243.82 US $

3.4.13. Kompressor 3 (K-03)

Fungsi : Menaikan tekanan gas *Hydrogen* sebelum masuk *reaktor fixed bed 2* dari 15 atm menjadi 20 atm

Jenis : *Kompressor Centrifugal multi stage*

Proses : *Politropis*

Kapasitas : 1,0419 ft^3/det

BHP : 9,9203 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : 4,812.11 US $

3.4.14. Heater 4 (H-04)

Fungsi : Memanaskan *Hydrogen* sebagai umpan *reaktor fixed bed 2* sebanyak 217,6235 Kg/jam

Jenis : *Shell* and *Tube*

Pemanas : *Steam*

Aliran *Fluida* : *Shell* : Steam

Tube : H_2

Spesifikasi Tube

Jumlah Tube : 61

Panjang Tube : 12 ft

OD,BWG,*Pitch* : $1^1/_2$ in, 16 in *triangular pitch* $1^7/_8$ in

Pass : 8

Spesifikasi Shell

IDshell : 21,25 in

Baffle spacing : 10,625 in

Pass : 1

Jumlah : 1 buah

Harga : 180,236.92 US $

3.4.15. Reaktor 2 (R-02)

Fungsi : Mereaksikan *n-Butyraldehyde* sebanyak 7446,8083 Kg/jam dengan *Hydrogen* sebanyak 217,7393 Kg/jam

untuk menghasilkan n-Butanol sebanyak 7652,1114 Kg/jam.

Jenis	: *Reaktor Fixed Bed Multitubular*
Proses	: *Non Adiabatic- Non Isothermal*
Kondisi Operasi	: - Suhu : 150 ^{0} C
	-Tekanan : 20 atm
Fase	: Gas dengan katalis padat
Konversi	: 99 %
Dimensi reaktor	
Tinggi reaktor	: 9,21 m
Diameter *shell*	: 3,93 m
Tebal *shell*	: $^3/_4$ in
Jumlah *tube*	: 240 pipa
OD tube	: 1,32 in
ID tube	: 1,049 in
Jenis *head*	: *Elliptical Dishead Head*
Tebal *head*	: $^3/_4$ in
Bahan	: Baja SA-212 *Grade* B
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 328,773.82 US $
Katalis	: Ni *(Nickel)*
sifat	: kristalin, powder tak berwarna
Harga	: 0.022 US $ /Kg

3.4.16. Condenser 2 (CD-02)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan uap yang keluar dari *reaktor fixed bed 2* sebanyak 8380,8436 Kg/jam

Jenis :*Double pipe Heat Exchanger (condensor parsial)*

Media pendingin : Air

Luas transfer : 27,84 ft^2

Aliran fluida : *Anulus* : *Light Organic*
Inner pipe : Air

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi : *anullus* : 2 in
Inner pipe : 1¼ in
Panjang : 8 ft
BWG : 16

Harga : 1,777.03 US $

3.4.17. Flash Drum 2 (FD-02)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari *reaktor fixed bed 2* sebanyak 8523,8881 Kg/jam

Tipe : Tangki silinder tegak *(vertical drum)*

Kondisi Operasi : - Suhu = 116,256 ^0C
- Tekanan = 1 atm
- Waktu tinggal = 7 menit

Kapasitas : 1,2074 m^3

Ukuran : - Diameter = 0,9917 m
- Tinggi = 3,2038 m

- Tebal = $^3/_{16}$ in

Bahan : *Carbon steel*, SA-283, *Grade* C

Jumlah : 1 buah

Harga : 10,110.53 US $

3.4.18. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan n-butanol dari campurannya sebanyak 8517,5232 Kg/jam

Jenis : *Sieve plate distillation tower*

Kondisi Operasi : Umpan ; P = 1,05 atm ; T = 117,57 ^{0}C

Distilat ; P = 1 atm ; T = 107,60 ^{0}C

Bottom ; P = 1,07 atm ; T = 119,76 ^{0}C

Dimensi Menara Distilasi

Jumlah *plate actual* : 31 plate

Plate Spacing : 0,3 m

Tinggi Menara : 12,555 m

Diameter Enriching : 0,6398 m

Diameter Stripping : 0,6626 m

Tebal dinding : $^1/_4$ in

Tebal *Head* : $^1/_4$ in

Bahan : *Carbon steel*, SA-283, *Grade* C

Jumlah : 1 buah

Harga : 61,382.66 US $

3.4.19. Condenser 3 (CD-03)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembunkan hasil atas yang keluar dari Menara Distilasi sebanyak 730,1709 Kg/jam

Jenis :*Double pipe Heat Exchanger (condensor parsial)*

Media pendingin : Air

Luas transfer : 11,004 ft^2

Aliran fluida : *Anulus* : *Light Organic*

Inner pipe : Air

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi : *anullus* : 4 in

Inner pipe : 3 in

Panjang : 6 ft

BWG : 16

Harga : 1,018.18 US $

3.4.20. Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil pengembunan *Condenser-03* selama 15 menit

Jenis : Tangki *Silinder Horizontal*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60 ^{0} C

Dimensi *Accumulator* : Diameter = 0,6141 m

Panjang = 1,2283 m

Tebal dinding = $^1/_8$ in

Tebal head = $^1/_8$ in

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA-283 Grade C

Bentuk *Head* : *Flanged only head*

Jumlah : 1 buah

Harga : 1,779.22 US $

3.4.21. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah menara distilasi *(Bottom)*

Jenis : *Kettle Reboiler*

Media pemanas : *Steam*

Luas transfer : 26,1 ft^2

Aliran fluida : *Anulus* : *Steam*

Inner pipe : *Light organics*

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi : *anullus* : 2 in

Inner pipe : 1 ¼ in

Panjang : 6 ft

BWG : 16

Harga : 748.36 US $

3.4.22. Cooler (C-01)

Fungsi : Mendinginkan produk *n-butanol* sebelum di simpan dalam tangki penyimpanan

Jenis : *Shell and Tube*

Pendingin : Air

Aliran *Fluida* : *Shell* : *Light organics*

Tube : Air

Spesifikasi Tube

Jumlah *Tube* : 48

Panjang *Tube* : 12 ft

OD,BWG,*Pitch* : $1^1/_2$ in, 16 in *triangular pitch* $1^7/_8$ in

Pass : 1

Spesifikasi Shell

IDshell : 17,25 in

Bafle Spacing : 8,625 in

Pass : 1

Jumlah : 1 buah

Harga : 6,243.82 US $

3.4.23. Tangki 2 (T-02)

Fungsi : Menampung produk *n-butanol* sebanyak 7575,7939 Kg/jam selama 15 hari.

Jenis : Tangki Silinder tegak, atap berbentuk *elliptical* dan dasar berbentuk datar.

Kondisi Operasi : Tekanan = 1,07 atm

Suhu = 30^0 C

Dimensi : Volume = 673,4074 m^3

Diameter = 7,4396 m

Tinggi = 14,8792 m

Tebal dinding : $^3/_8$ in

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA-283 Grade C

Jumlah : 6 buah

Harga : 994,068.04 US $

3.4.24. Pompa 1 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan *CO* dari mobil ke tangki penyimpanan (T-01) sebanyak 3113,5523 Kg/jam

Jenis : *single stage centrifugal pump*

Putaran : 832,3782 rpm

Effisiensi pompa : 75 %

Effisiensi motor : 70 %

BHP pompa : 0,5 Hp

Jenis Impeller : *Radial-Flow Field*

Jumlah : 1 buah

Harga : 81.66 US $

3.4.25. Pompa 2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan *CO* dari tangki penyimpanan (T-01) ke *vaporizer 1* sebanyak 3113,5523 Kg/jam

Jenis : *Multi stage centrifugal pump*

Putaran : 89,7941 rpm

Effisiensi pompa : 75 %

Effisiensi motor : 70 %

BHP pompa : 3,5 Hp

Jenis Impeller : *Radial-Flow Field*

Jumlah : 2 buah

Harga : 146.39 US $

3.4.26. Pompa 3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah *Flash Drum 1* ke *Mixer 1* (M-01) sebanyak 7761,0452 Kg/jam

Jenis : *Multi stage centrifugal pump*

Putaran : 307,92 rpm

Effisiensi pompa : 75 %

Effisiensi motor : 70 %

BHP pompa : 3 Hp

Jenis Impeller : *Radial-Flow Field*

Jumlah : 1 buah

Harga : 126.77 US $

3.4.27. Pompa 4 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah *Flash Drum 2* ke *vaporizer 2* sebanyak 8517,5232 Kg/jam

Jenis : *single stage centrifugal pump*

Putaran : 1046,3818 rpm

Effisiensi pompa : 75 %

Effisiensi motor : 70 %

BHP pompa : 0,5 Hp

Jenis Impeller : *Radial-Flow Field*

Jumlah : 1 buah

Harga : 133.27 US $

3.4.28. Pompa 5 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari ACC-01 ke MD-01 sebagi refluk sebanyak 941,7293 kg/jam

Jenis : *single stage centrifugal pump*

Putaran : 453,889 rpm

Effisiensi pompa : 75 %

Effisiensi motor : 70 %

BHP pompa : 0,5

Jenis Impeller : *Radial-Flow Field*

Jumlah : 1 buah

Harga : 35.73 US $

3.4.29. Pompa 6 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari ACC-01 ke M-01 sebagai *recycle* sebanyak 941,7293 kg/jam

Jenis	: *multi stage centrifugal pump*
Putaran	: 30,1626 rpm
Effisiensi pompa	: 75 %
Effisiensi motor	: 70 %
BHP pompa	: 1 Hp
Jenis Impeller	: *Radial-Flow Field*
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 25.74 US $

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Letak pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan operasinya, maka dalam penentuan tempat didirikannya pabrik perlu didasarkan pada perhitungan yang sangat cermat sehingga menguntungkan perusahaan baik dari segi teknik maupun ekonominya.

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam pemilihan tempat didirikannya pabrik perlu diperhatikan faktor-faktor yang sangat menentukan kehidupan pabrik itu sendiri, antara lain :

4.1.1. Penyediaan Bahan Baku

Pada pabrik *n-butanol* yang direncanakan, bahan baku yang digunakan adalah *propylene, hydrogen,* dan *CO.* Ketiga bahan baku tersebut digunakan untuk membuat *n-butyraldehyde* yang merupakan bahan baku untuk membuat *n-butanol.* Mengingat hal ini maka pabrik tersebut sangat tepat didirikan didekat pabrik yang diantaranya menghasilkan *propylene* atau *hydrogen.*

4.1.2. Pemasaran Hasil Produksi

Pemasaran hasil produksi penting diperhatikan, dengan memilih lokasi pabrik didaerah yang membutuhkan produk pabrik tersebut. Hal ini didasarkan atas faktor biaya angkutan yang serendah mungkin. *n-butanol* banyak dibutuhkan

untuk keperluan industri, maka dari itu pabrik *n-butanol* sebaiknya didirikan didekat pelabuhan atau kawasan industri.

4.1.3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak, sehingga penyediaan tenaga-tenaga kerja tidak begitu sulit diperoleh. Akan tetapi tenaga kerja yang mempunyai keahlian khusus sangat penting diperhatikan. Untuk pabrik ini kecuali staf pimpinan , sebagian tenaga kerja yang cukup berpendidikan menengah, sehingga ditinjau dari dari faktor tenaga kerja tidak mengharuskan pabrik ini dikota yang mempunyai perguruan tinggi.

4.1.4. Penyedian Air

Sebagaimana telah diketahui, bahwa air sangat penting dalam industri, maka pemilihan lokasi berdasarkan kemudahan untuk mendapatkan air.

4.1.5. Cuaca dan Keadaan Daerah

Dipilih yang stabil kelembabannya, jauh dari gunung berapi, dan daerah banjir sehingga kesetabilan pabrik dapat dijamin.

Dari kelima faktor diatas, maka untuk mendirikan pabrik *n-butanol* dipilih lokasi sekitar kota Cilegon, Jawa Barat. Dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Faktor utama yang penting yaitu pengadaan bahan baku. *Propylene* dan *hydrogen* diusahakan diperoleh dari PT. Chandra Asri, sedangkan *CO* diusahakan dari PT. Samator.
- Kota Cilegon merupakan daerah industri dan dekat dengan pelabuhan, sehingga sarana transportasi sudah tersedia dan cukup memadai.

- Penyediaan air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan sungai, sehingga sarana bahan baku dan listrik dapat diperoleh dengan mudah.
- Kota Cilegon kelembaban udaranya cukup stabil, tidak merupakan daerah banjir, bebas gempa dan bahaya gunung berapi.

Dengan dasar pertimbangan tersebut di atas, maka pemilihan lokasi memenuhi syarat di tinjau dari segi teknik, ekonomi, dan kehidupan sosialnya.

4.2. Tata Letak Pabrik

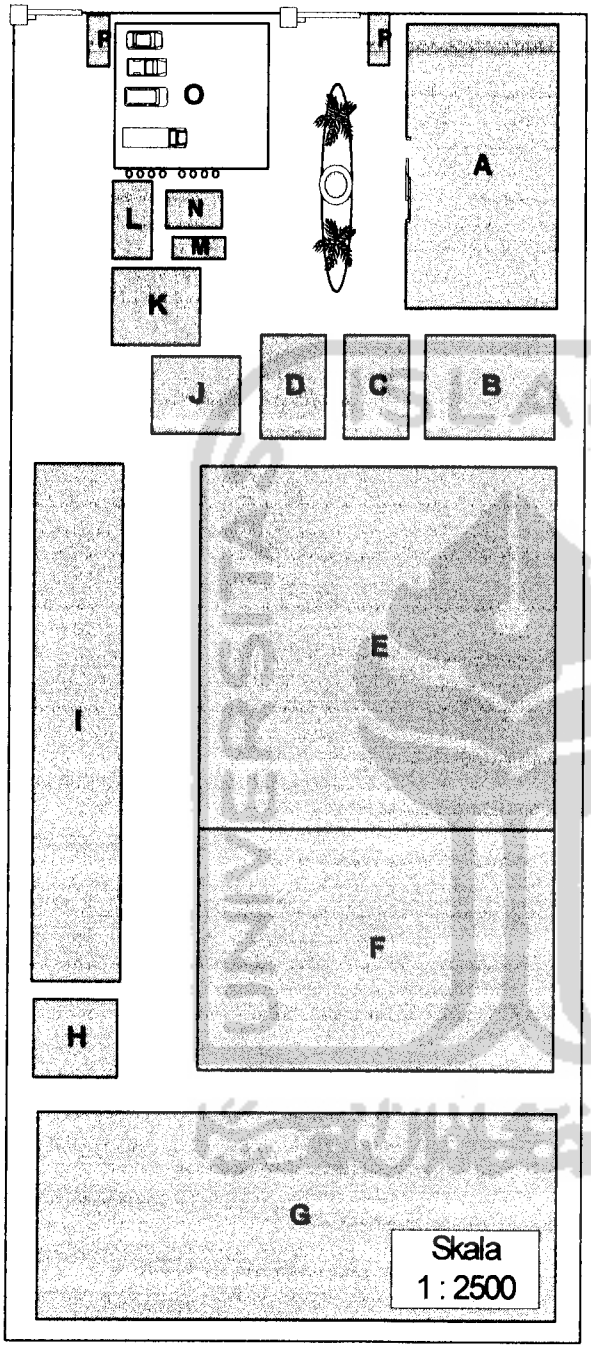
Tata letak pabrik merupakan cara pengaturan tempat kedudukan dan seluruh bagian dari pabrik yang meliputi :

- ❖ Tata letak bangunan pabrik
- ❖ Tata letak alat – alat proses

Dalam merancang tata letak bangunan pabrik dan tata letak alat-alat proses harus dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Pengoperasian, pengontrolan dan perbaikan semua peralatan proses harus mudah untuk dilakukan.
2. Segi keselamatan kerja harus diperhatikan.
3. Penempatan harus seefisien mungkin.
4. Distribusi utilitas yang ekonomis.
5. Pemipaan dan sarana transportasi dalam pabrik harus dilakukan sedemikian rupa, sehingga tidak ada kemungkinan tabrakan atau kecelakaan.

6. Alat – alat proses dikelompokan kedalam unit-unit alat proses, sehingga bila terjadi kecelakaan pada suatu alat, tidak akan merambat keseluruh alat proses.
7. Unit- unit alat dikelompokan dalam suatu *blok* dan dipisahkan oleh jalan.
8. Setiap unit alat harus dapat dicapai paling sedikit dari dua jalan dalam pabrik.
9. Jarak jalan dengan alat proses harus cukup lebar, sehingga menghindari senggolan dengan arus lalu lintas kendaraan yang lewat didaerah tersebut.
10. Jarak antara tangki penyimpan minimal sama dengan satu kali dimeter tangki yang terbesar.
11. Unit utilitas ditempatkan terpisah dari daerah proses, sehingga dapat menjamin operasi yang sama.
12. Peralatan diletakkan tidak berdekatan, sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharaan alat-alat tersebut.
13. Bangunan kantor dan fasilitas administrasi didirikan cukup jauh dari area proses.
14. Disediakan area untuk perluasan pabrik bila diperlukan dikemudian hari.
15. Fasilitas perumahan didirikan terpisah dari lokasi pabrik, agar kenyamanan keluarga karyawan terjamin.

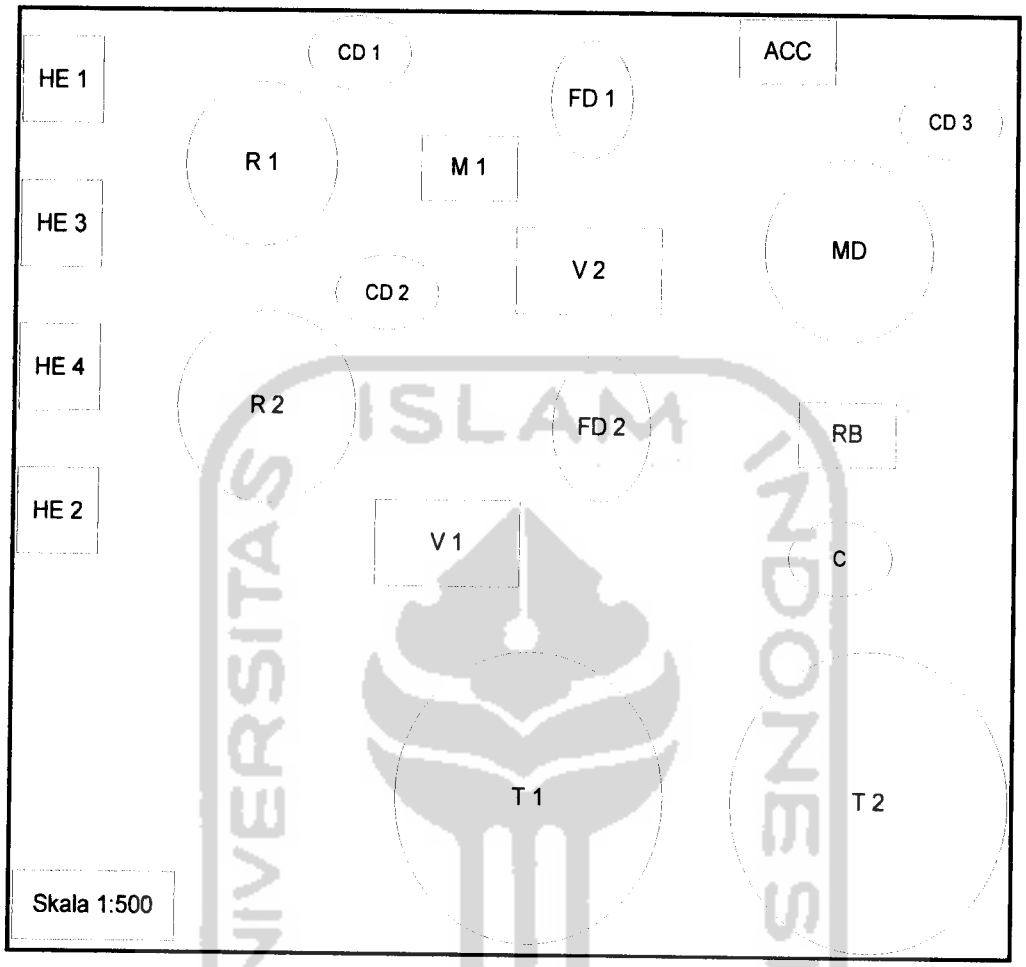


Keterangan :

A = Perkantoran
B= Bengkel
C= Ruang Kontrol
D= Laboratorium
E = Area Proses
F = Area Tangki
G= Area Perluasan
H= Gudang utilitas
I = Utilitas
J = GudangPeralatan
K= Pemadam kebakaran
L = Mushola
M= Kantin
N= Klinik
O= Parkir
P = Pos Keamanan

Gambar 4.1. Tata letak bangunan Pabrik n-butanol

Kapasitas 60.000 Ton/Tahun



Gambar 4.2. Tata Letak Alat-alat Proses Pabrik n-butanol Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

Keterangan :

R	: Reaktor Fixed Bed	ACC	: Accumulator
HE	: Heater	RB	: Reboiler
C	: Cooler	T	: Tangki Penyimpanan
FD	: Flash Drum	MD	: Menara Distilasi
V	: Vaporizer	M	: Mixer
CD	: Condenser		

4.3 Maintenance (Perawatan alat)

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

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

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

a. *Over haul* 1 x 1 tahun

   Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *levelling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, penggantian 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 maka semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

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

- Tenaga manusia

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

4.4 Utilitas

4.4.1. Unit Pendukung Proses

Untuk menjalankan suatu proses produksi dalam suatu industri kimia, diperlukan bahan baku dan bahan penunjang seperti : penyediaan air (air pendingin, air sanitasi , air umpan boiler), steam listrik, pengadaan udara tekan, pengadaan bahan bakar dan aksesori tangki berupa *refrigerator*.

Unit pendukung proses ini sering disebut unit utilitas. Dalam pabrik *n-butanol* ini unit utilitasnya meliputi :

1. Unit pengadaan dan pengolahan air

   Berfungsi untuk menyediakan dan mengolah air sanitasi, air pendingin, dan air proses (menghasilkan steam).

2. Unit pengadaan tenaga listrik

   Berfungsi sebagai tenaga penggerak alat proses maupun untuk penerangan listrik, disuplai dari *self* generator yang mampu memenuhi semua kebutuhan listrik pabrik

3. Unit pengadaaan bahan bakar

   Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *boiler* dan generator

4. Unit pengadaan udara tekan

   Udara tekan digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi diseluruh area proses dan utilitas.

5. Unit Pengolahan air buangan (pengolahan limbah)

   Berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari seluruh area pabrik, sehingga air buangan pabrik tidak mencemari lingkungan.

6. Refrigerator

   Berfungsi untuk untuk menjaga agar suhu di dalam tangki (CO) tetap stabil.

4.4.1.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan air

Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air.

Dalam perancangan pabrik *n-butanol* ini sumber air yang digunakan berasal dari air sungai.

Air yang diperlukan dilingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air proses dan air pendingin

Sumber air diambil dari air sungai yang telah mengalami pengolahan sehingga memenuhi syarat sebagai air proses dan air pendingin, dengan kapasitas 40186,22074 Kg/jam.

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena beberapa faktor :

- Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahan
- Dapat menyerap panas persatuan volume yang tinggi
- Tidak terdekomposisi

Air pendingin digunakan pada cooler dan kondenser. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam air proses dan air pendingin adalah :

- Kesadahan *(hardness)* yang dapat menimbulkan kerak pada alat proses
- Besi, *Aluminium*, *Asam organik*, dan beberapa logam yang larut dalam air yang dapat menyebabkan *korosifitas*
- Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corotion inhibitor*, menurunnya *heat transfer coefficient*, dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan

2. Air umpan boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi.

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

  Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut, seperti O_2, CO_2, H_2S, dan NH_3

- Zat yang menyebabkan kerak *(scale forming)*

  Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbohidrat dan silikat.

- Zat yang dapat menyebabkan *foaming*

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

3. Air sanitasi

Merupakan air yang digunakan untuk air minum, keperluan laboratorium, kantor, dan perumahan. Syarat air sanitasi meliputi :

a) Syarat fisik :

- Suhu dibawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b) Syarat Kimia

- Tidak mengandung zat organik dan zat anorganik
- Tidak beracun

c) Syarat Bakteriologi

- Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pantogen

4.4.1.2. Kebutuhan Air

Kebutuhan air dipabrik meliputi :

1) Kebutuhan pendingin

Tabel 4.1. kebutuhan air pendingin

No	Nama Alat	KebutuhanPendingin, Kg/jam
1.	Kondensor 01	11008,00561
2.	Kondensor 02	5788,761156
3.	Kondensor 03	801,9484313
4.	Cooler 01	9760,615528
6.	Kompresor 01	286,476948
7.	Kompresor 02	1674,545213
8.	Kompresor 03	446,3108408
	Total	39797,2135

Kebutuhan pendingin sebesar 30036,59798 Kg/jam

2) Kebutuhan air untuk steam proses

Tabel 4.2. kebutuhan air untuk steam proses

No	Nama Alat	Kebutuhan Steam, Kg/jam
1.	Vaporizer-01	230,0387779
2.	Vaporizer-02	942,3180462
3.	Heater-01	1487,801639
4.	Heater-02	148,3301598
5.	Heater-03	2025,944094
6.	Heater-04	245,5780197
7.	Reboiler	273,6092326
	Total	5353,619969

Kebutuhan steam proses sebesar 5353,619969 Kg/jam

3) Kebutuhan air untuk sanitasi

Tabel 4.3. kebutuhan air untuk sanitasi

No	Nama Alat	Kebutuhan Air, Kg/jam
1.	Perkantoran	447,02083
2.	Perumahan	415,8333
3.	Rumah Tangga Pabrik	89,4042
	Total	952,258333

Kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, poliklinik, musholla, kantin, perumahan dan lain-lain sebesar 952,25833 Kg/jam dan kebutuhan air pemadam kebakaran diasusumsikan 20% dari kebutuahan umum yaitu sebesar 190,45167 kg/jam, maka total air yang diperlukan adalah 36532,92795 kg/jam

untuk faktor keamanan pabrik maka asumsi 10 % dari kebutuhan total air sehingga kebutuhan total pabrik sebesar 40186,22074 kg/jam.

4.4.1.3. Pengolahan Air

Bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air sehingga dapat dipergunakan didalam industri kimia. Pengolahan air dapat meliputi pengolahan secara fisik, pengolahan secara kimia dan penambahan bahan kimia tertentu. Pengolahan air yang dilakukan dipabrik *n-butanol* ini meliputi beberapa proses.

Air sungai mula-mula dialirkan ke bak penampung dengan pompa dimana bagian *suction* pompa dipasang *rake screen* dan *rotary screen* untuk menyaring kotoran yang berasal dari air sungai. Didalam bak penampung diharapkan sebagian kotoran-kotoran air sungai bisa terendapkan secara alamiah. *Level control* sistem yang ada pada bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk air sehingga sesuai dengan keperluan pabrik.

Setelah dari bak penampung air dimasukkan dalam bak penggumpal *(flokulator). Flokulan* yang ditambahkan adalah (tawas) $Al_2(SO_4)_3$ dan (kapur) $CaCO_3$, yang berfungsi untuk mengendapkan kotoran atau lumpur yang mungkin terikut dalam air sungai yang tidak bisa terendapkan secara alami serta menambahkan *poly elektrik* untuk mempercepat pengedapan. Setelah dari *flokulator* atau bak penggumpal air dialirkan ke *clarifier*, dimana *flok-flok* terbentuk diendapkan secara gravitasi sambil diaduk dengan putaran rendah. Lumpur yang mengendap di *blow down* sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke *sand filter*. Di *sand filter* ini, air disaring untuk dipisahkan dari

partikel-partikel halus yang kemungkinan masih ada. Setelah disaring air dialirkan ke bak penampung air bersih *(filtered water storage tank)*. Air ini dapat digunakan langsung untuk make up air pendingin, sedangkan air untuk sanitasi dan proses perlu diolah lebih lanjut, Pengolahan tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

1. Pengolahan air untuk perkantoran dan keperluan umum

Dari bak penampung air bersih lalu dipompa ke bak penampung untuk keperluan perkantoran dan keperluan umum, tetapi sebelumnya di injeksikan *chlorin* dengan tujuan untuk membunuh kuman penyakit serta organisme sehingga tidak berkembang biak.

2. Pengolahan air untuk penyediaan steam

Untuk menyediakan steam yang dibutuhkan pada pabrik *n-butanol* harus dilakukan proses *dimenaralisasi* dan *deaerasi* untuk menghilangkan larutan garam dam asam yang akan merusak bahan konstruksi alat proses pada pembuat steam serta melepaskan gas-gas yang terlarut didalam air. Proses *dimenarilisasi* bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung didalam air seperti Mg^{2+}, Ca^{2+}, Na^{+}, HCO_3^{-}, SO_4^{2-}, Cl^{-}, dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan dipergunakan sebagai air proses.

Air dari bak air bersih lalu dimasukkan ke tangki *kation exchanger* dimana tugasnya mengikat ion-ion positif yang ada didalam air lunak. Resin yang digunakan adalah *zeolit*. Kemungkinan kation yang ditemui adalah Mg^{2+}, Ca^{2+}, K^{+}, Fe^{2+}, Mn^{2+} dan Al^{3+}. Air yang keluar dari *kation exchanger* kemudian

diumpankan ke *anion exchanger* untuk menghilangkan anion-anion mineralnya dengan menggunakan resin jenis R- NH_2. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO_3^-, CO_3^{2-}, Cl^-, NO_3^-, SiO_3^-. Air yang keluar dari unit kation dan *anion exchanger* diharapkan mempunyai PH sekitar 6,1 – 6,2.

Setelah keluar dari unit *anion exchanger* lalu masuk ke unit *deaerator* yang bertugas untuk menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan *boiler* supaya tidak terjadi korosi. Air yang sudah mengalami *demineralisasi* masih mengandung gas terlarut terutama O_2 dan CO_2. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu *deaerator*. Pada *deaerator* dienjeksikan bahan kimia yaitu *Hidrazin*, yang berfungsi untuk mengikat *oksigen*. Reaksinya adalah sebagai berikut :

$$2\,N_2H_2 + 2\,O_2 \longrightarrow 2\,H_2O + 2\,N_2O$$

Setelah air terbebas dari gas-gas terlarut, air dimasukkan kedalam *boiler* yang tugasnya untuk membangkitkan steam jenuh. Air yang keluar dari *deaerator*, PH-nya sekitar 8,5 – 9,5.

3. Pengolahan air pendingin

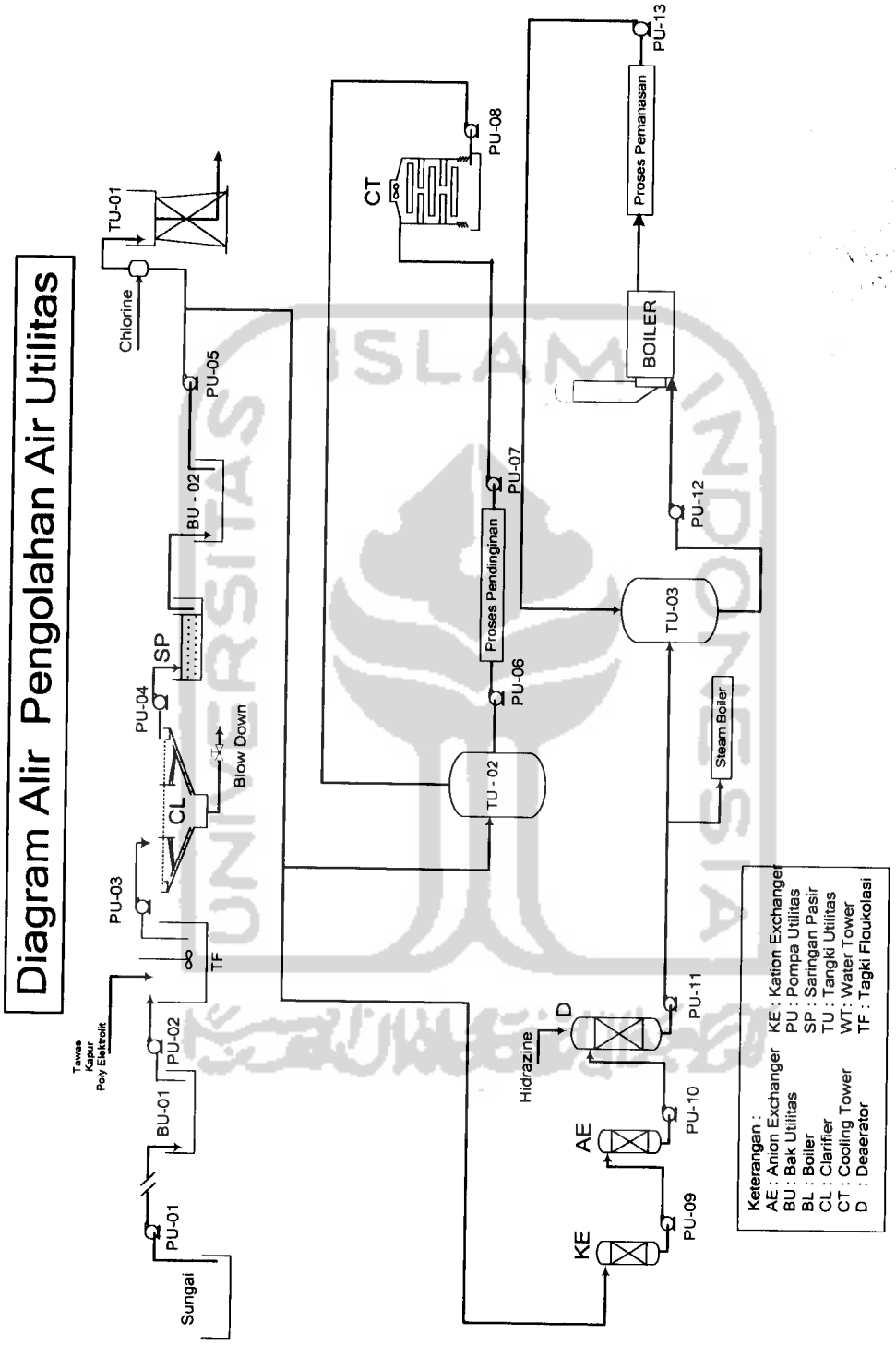
Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*.

- Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blown Down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penyaring air.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan kimia sebagai berikut :

a. *Fosfat* berguna mencegah timbulnya kerak
b. *Chlorin* untuk membunuh mikroorganisme
c. Zat *dispersan* untuk mencegah terjadinya penggumpalan

Dari bak air bersih menuju *cooling tower* yang jumlahnya sebesar 39797,2135 kg/jam yang tugasnya untuk mendinginkan air pendingin yang digunakan pada alat-alat proses 30^0C sebelum disirkulasi kembali.



Gambar 4.3. Diagram Alir Pengolahan Air (Utilitas)

4.4.2. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di suatu industri dapat diperoleh dari :

1. Disuplai dari PLN
2. Pembangkit tenaga listrik sendiri

Pada perancangan pabrik *n-butanol* kebutuhan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan generator set sebagai cadangan untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator AC yang digunakan jenis generator AC 3 fase yang mempunyai keuntungan :

- Tenaga listrik stabil
- Daya kerja lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik dipabrik *n-butanol* ini dapat dibagi sebagai berikut :

1. Listrik untuk keperluan proses sebesar 195,07785 Kw
2. Kebutuhan listrik untuk penerangan, kantor, laboratorium, dan lain-lain sebesar 97,538924 Kw
3. Kebutuhan listrik untuk keperluan instrumentasi dan ruang kontrol sebesar 78,031139 Kw

Adapun perincian kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas disajikan pada tabel dibawah ini :

4.4.2. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di suatu industri dapat diperoleh dari :

1. Disuplai dari PLN
2. Pembangkit tenaga listrik sendiri

Pada perancangan pabrik *n-butanol* kebutuhan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan generator set sebagai cadangan untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator AC yang digunakan jenis generator AC 3 fase yang mempunyai keuntungan :

- Tenaga listrik stabil
- Daya kerja lebih besar

(sumber : www.wikipedia.org)

Kebutuhan listrik dipabrik *n-butanol* ini dapat dibagi sebagai berikut :

1. Listrik untuk keperluan proses sebesar 195,07785 Kw
2. Kebutuhan listrik untuk penerangan, kantor, laboratorium, dan lain-lain sebesar 97,538924 Kw
3. Kebutuhan listrik untuk keperluan instrumentasi dan ruang kontrol sebesar 78,031139 Kw

Adapun perincian kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas disajikan pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.4. Perincian kebutuhan listrik untuk alat proses

No	Alat Proses	Jumlah Daya
1	Pompa-01	3,5
2	Pompa-02	30,5
3	Pompa-03	0,5
4	Pompa-04	0,5
5	Pompa-05	1
6	Compressor-01	40
7	Compressor-02	80
8	Compressor-03	10
9	Mixer-01	10
10	Refrigerator	70
	Total	218,5 Hp

Tabel 4.5. Perincian kebutuhan listrik untuk alat utilitas

No	Alat Proses	Jumlah Daya
1	Pompa U-01	3
2	Pompa U-02	1,5
3	Pompa U-03	1
4	Pompa U-04	0,5
5	Pompa U-05	0,5

6	Pompa U-06	0,5
7	Pompa U-07	2
8	Pompa U-08	1
9	Pompa U-09	0,5
10	Pompa U-10	0,5
11	Pompa U-11	0,5
12	Pompa U-12	0,5
13	Pompa U-13	0,5
14	Tangki flokulasi	0,5
15	Blower	3,5
16	Kompresor Udara	33
17	Fan Cooling Tower	2,75
	Total	52,25 Hp

Total Pemakaian listrik = kebutuhan proses + kebutuhan utilitas

= 218,5 Hp + 52,25 Hp

= 270.75 Hp

= 199.1228 Kw

Total listrik yang diambil dari PLN dan yang harus disiapkan oleh generator bila aliran listrik dari PLN mengalami gangguan adalah :

Kebutuhan total listrik pabrik = 199,1228 Kw + 99.561408 Kw + 79.649127 Kw

= 378.33335 Kw

4.4.3. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler adalah fuel oil no 4 dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Jenis bahan bakar : fuel oil no 4 ; 41,5 ^{0} API
- NHV : 143.100 Btu/gal
- Densitas : 0,8179 Kg/lt
- Kebutuhan fuel oil : 144,4791503 Kg/jam

Untuk generator diesel digunakan bahan bakar solar dengan spesifikasi :

- NHV : 22,4703 Mj/kg
- Efisiensi pembakaran : 75 %
- Jumlah kebutuhan : 85,6864 kg/jam

4.4.4. Unit Pengadaan udara Tekan

Unit pengadaan udara tekan bertujuan untuk menyediakan udara tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan control. Alat yang digunakan *Single Stage Centrifugal Compressor* dengan spesifikasi :

- BHP : 33 Hp
- Jumlah kebutuhan : 500 kg/jam

4.4.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan suatu masalah yang membutuhkan perhatian besar, sehingga perlu penanganan khusus dalam pengolahannya agar tidak mencemari lingkungan disekitarnya. Pada pabrik *n-butanol* menghasilkan tiga macam limbah yaitu :

1. Bahan buangan cair
2. Bahan buangan gas
3. Bahan buangan padat

1. Unit Pengolahan limbah Cair

Limbah cair dihasilkan dari sitem pendinginan, air berminyak dari pompa, air sanitasi, air hujan, dan air buangan laboratorium.

Air buangan sanitasi, laboratorium, dan air hujan yang berasal dari seluruh kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi chlorin. *Chlorin* ini berfungsi sebagai disinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit. Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain.

2. Unit Pengolahan Limbah Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas, maka dilakukan penanganan dengan cara membuat cerobong gas.

3. Unit Pengolahan Limbah Padat

Limbah padat berupa limbah katalis yang rusak dan habis *life time*nya, dan limbah domestik berupa sampah kantor, kantin dan tanaman. Limbah tersebut dikirim ke unit pengolah limbah lanjutan yang kemudian dikubur dalam tanah.

4.4.6. Refrigerator

Tangki CO dirancang pada kondisi operasi :

- BHP : 33 Hp
- Jumlah kebutuhan : 500 kg/jam

Untuk menjaga agar suhu di dalam tangki tidak berubah, maka perlu dipasang refrigerator dengan spesifikasi :

- jenis : *simple cycle*
- bahan : carbontetra-F, CF_4
- Cp : 0,2391 Btu/lb.^{0}F
- Jumlah CF_4 : 833,8281 ton
- BHP : 70 Hp

4.5. Laboratorium

Keberadaan laboratorium dalam suatu pabrik sangat penting untuk mengendalikan mutu hasil produksi. Laboratorium memiliki program-program kerja untuk menganalisa arus-arus di setiap unit yang dianggap penting dan berpengaruh. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium, maka proses

produksi akan dijaga dan dikontrol mutu produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Tugas-tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penunjang yang akan digunakan
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
3. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
4. Memeriksa kadar zat-zat yang dapat mengakibatkan pencemaran pada buangan pabrik.

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Untuk perusahaan-perusahaan berskala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). PT merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk Perseroan Terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan itu oleh pemerintah, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi hukum dalam mengatur pengelolaan intern perusahaan.

b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham)

Maksudnya adalah perusahaan ini didirikan bukan terdiri dari perkumpulan pemegang saham, tetapi merupakan badan hukum yamg terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila terjadi seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kekuatan hukum. Kegiatan-kegiatan tidak terpengaruh olehnya.

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar

Perseroan terbatas cocok untuk perusahaan berskala besar dengan aktivitas–aktivitas yang kompleks. Berdasarkan keterangan diatas maka pabrik *n-butanol* yang didirikan direncanakan mempunyai :

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT/ korporasi)
- Lapangan Usaha : Industri *n-butanol*
- Lokasi Perusahaaan : Cilegon , Jawa Barat

Alasan dipilihnya perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pemegang perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya maupun karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris juga direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas, suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.6.2. Struktur Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang ada dan dipergunakan dalam perusahan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan pemerintah atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan pedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini garis

kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasannya saja.

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

1. Sebagai garis atau line, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf, yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

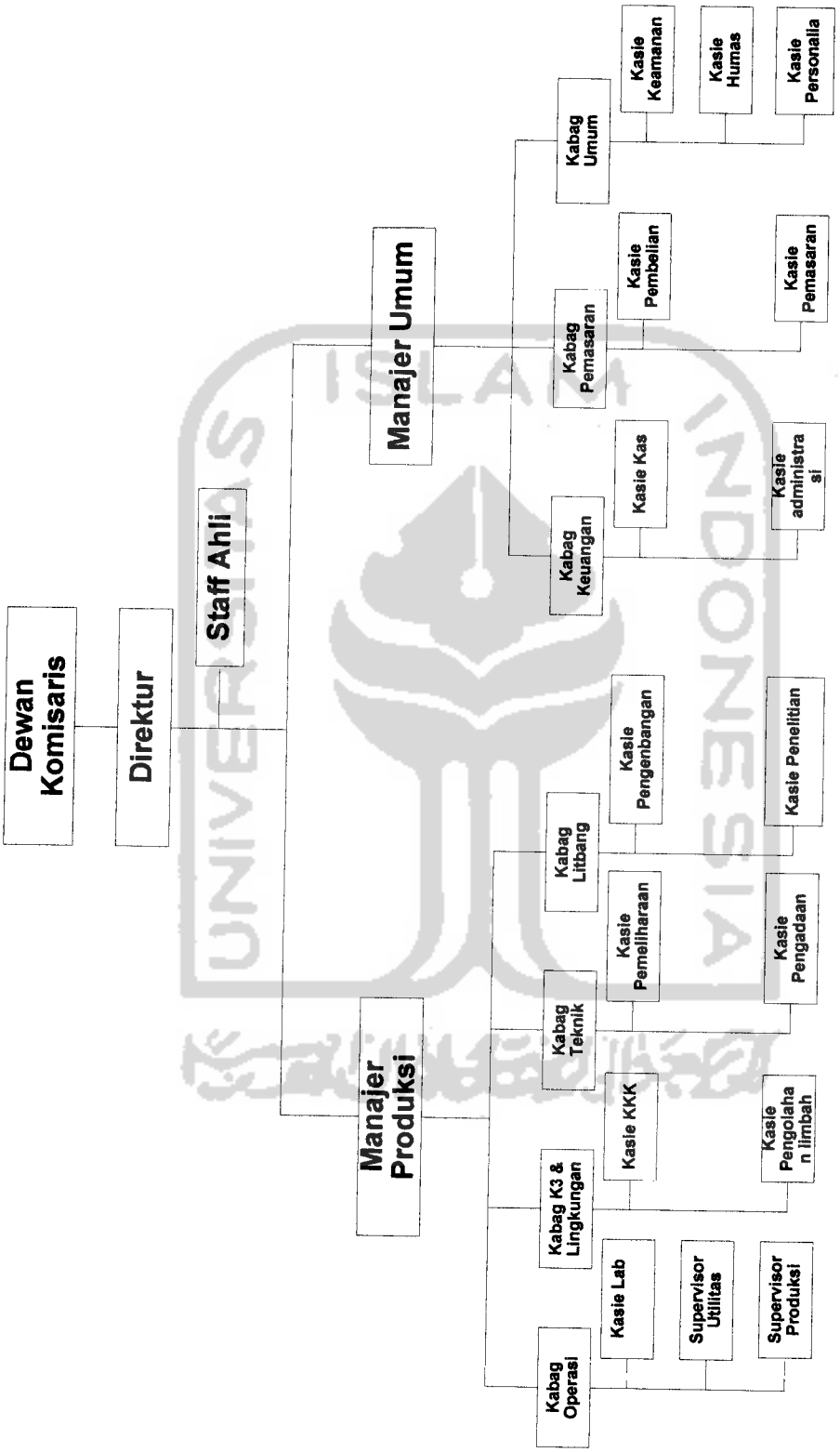
Dewan komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer produksi dan Manajer Umum. Manajer Produksi membawahi bagian teknik dan operasi. Manajer Umum membawahi kepala bagian dan kepala bagian membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

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

Manfaat adanya struktur perusahaan tersebut adalah sebagai berikut berikut :

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan 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.

Dapat dilihat struktur organisasi pabrik n-butanol pada gambar 4.4 dibawah ini :



Gambar 4.4. Bagan Struktur Organisasi

4.6.3. Tugas Dan Wewenang

4.6.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian pabrik dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwenang untuk :

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

Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber – sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas Direktur.
3. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting.

4.6.3.3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi serta Manajer Umum.

Tugas Direktur antara lain :

1. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persertujuan Rapat Umum Pemegang Saham
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi serta Manajer Umum

4.6.3.4. Staf Ahli

Terdiri dari tenaga-tenaga yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tuganya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang Staff ahli meliputi:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.

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

4.6.3.5. Manajer

Membantu Direktur didalam pelaksana operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur. Disini terdapat beberapa manajer, antara lain:

1. Manajer Produksi, tugasnya :
   - Bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang operasi dan teknik
   - Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
2. Manajer Umum, tugasnya :
   - Bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang keuangan, pelayanan umum, dan pemasaran.
   - Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.6.3.6. 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 Operasi

Kepala Bagian Operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala Bagian Operasi membawahi :

a. Supervisor Utilitas :

Tugas Supervisor Utilitas :

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pewngadaan utilitas, tenaga, dan instrumentasi. Bertanggung jawab kepada manajer atas hal- hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing – masing.

b. Supervisor Produksi

Tugas Superrvisor Produksi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelim diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersedian sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk
- Mengawasi kualitas buangan pabrik

2. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi.

Tugas Kepala bagian Teknik antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses, dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain :

1. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
2. Memperbaiki peralatan pabrik

b. Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

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

3. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja, dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja, dan Lingkungan bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala bagian Keselamatan,Kesehatan , dan Lingkungan membawahi :

a. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain :

1. Mealaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
2. Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutam di poliklinik.
3. Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja
4. Menciptakan suasana aman dilingkungan pabrik serta penyedian alat-alat keselamatan kerja.

b. Seksi Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengolahan Limbah antara lain :

1. Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan diseluruh pabrik
2. Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi :

a. Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

Melakukan penelitian untuk peningkatan effisiensi, dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b. Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan antara lain :

Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

5. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi 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. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

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

6. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

b. Seksi Administrasi

Tugas seksi Administrasi antara lain :

1. Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan, serta masalah pajak.

c. Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain

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

7. Kepala Bagian Personalia dan Umum

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

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi

a. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

1. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya 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. Seksi Humas

Tugas seksi Humas antara lain :

Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan

c. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

1. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada diperusahaan.
2. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan kedalam lingkungan perusahaan.
3. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.6.3.7. Kepala Seksi

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

4.6.4. Status Karyawan Dan Sistem Penggajian

Pada Pabrik *n-butanol* ini, sistem penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian.

Menurut status karyawan dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap

Adalah karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan, dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu yang tidak terbatas.

2. Karyawan Harian

Adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas, hubungan kerja diatur dalam suatu perjanjian, dengan berpedoman pada Peraturan Mentri Tenaga Kerja No. PER/02/MEN/1993. Hak –hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontrak tersebut.

3. Karyawan Borongan

Adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerjaan harian yang bersifat insidentil atau sewaktu-waktu dan tidak terus- menerus, maksimal selama tiga bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan didalam kontrak yang dimaksud.

4.6.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik *n-butanol* beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan

shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak menagani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shift yaitu manajer, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi, bagian pemasaran, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam kerja :

Hari Senin – Kamis : jam 08.00 – 15.00
Dengan waktu istirahat 12.00 –13.00

Hari Jumat : Jam 08.00 – 17.00
Dengan waktu istirahat 11.30 –13.00

Hari Sabtu : Jam 08.00 – 15.00
Dengan waktu istirahat 12.00 – 13.00

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi.Yang termasuk karyawan shift antara lain operator produksi, sebagian seksi proses, sebagian seksi laboratorium, sebagian seksi pemeliharaan, sebagian seksi utilitas, sebagian

karyawan K3 dan lingkungan, serta seksi keamanan. Karyawan shift bekerja selama 8 jam dalam sehari, dengan pengaturan jam 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

Kelompok kerja regu/shift diatur secara bergiliran dengan 5 hari kerja 1 hari libur untuk shift I dan 5 hari kerja 2 hari libur untuk shift II dan shift III.

Pengaturan tugas seorang pegawai shift :

- 5 hari tugas sebagai shift I : 1 hari libur
- 5 hari tugas sebagai shift II : 2 hari libur
- 5 hari tugas sebagai shift III : 2 hari libur
- 5 hari tugas sebagai shift I : 1 hari libur, dst.

Hari minggu dan hari libur umum, petugas shift tidak libur.

Penjadwalan tugas pegawai shift :

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	I	I	I	I	I	-	II	II	II	II
B	-	II	II	II	II	II	-	-	III	III
C	II	-	-	III	III	III	III	III	-	-
D	III	III	III	-	-	I	I	I	I	I
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	II	-	-	III	III	III	III	III	-	-
B	III	III	III	-	-	I	I	I	I	I
C	I	I	I	I	-	-	II	II	II	II
D	-	II	II	II	II	II	-	-	III	III

Keterangan :

A,B,C,D : Regu yang bertugas

1 , 2, 3, ... : Hari berurutan ke...

I , II, III, ... : shift

\- : libur

Hari ke 21 kembali lagi seperti hari 1 dan sterusnya.

4.6.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan Dan Gaji

4.6.6.1. Jabatan dan Prasyarat

Tabel 4.6. Jabatan dan prasyarat

No	Jabatan	Prasyarat
1	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	Akademi sekretaris
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia
10	Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik Lingkungan
11	Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik kimia
12	Kepal Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
13	Kepala Seksoi Humas	Sarjana Komunikasi

14	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Muda / D3
15	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
16	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
17	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
18	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
19	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
20	Kepala Seksi Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
21	Kepala Seksi K3	Sarjana Teknik Lingkungan
22	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan
23	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Teknik Kimia
24	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
25	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
26	Supervisor Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
27	Supervisor Produksi	Sarjana Teknik Kimia
28	Karyawan Personalia	Sarjana Muda/D3
29	Karyawan Humas	Sarjana Muda/D3
30	Karyawan Keuangan/kas	Sarjana Muda/D3
31	Karyawan Administrasi	Sarjana Muda/D3
32	Karyawan Pemasaran	Sarjana Muda/D3
33	Karyawan Pembelian	Sarjana Muda/D3
34	Karyawan Pengembangan	Sarjana Muda/D3
35	Karyawan Penelitian	Sarjana Muda/D3
36	Karyawan Pengolahan Limbah	Sarjana Muda/D3
37	Karyawan K3	Sarjana Muda/D3
38	Karyawan Pengadaan Alat	Sarjana Muda/D3
39	Karyawan Pemeliharaan Alat	Sarjana Muda/D3
40	Karyawan Laboratorium	Sarjana Muda/D3
41	Medis	Dokter
42	Paramedis	Akademi Perawat

43	Satpam	SMU sederajat
44	Sopir	SMP/SMU
45	Pesuruh	SMP/SMU
46	Cleaning Service	SMP/SMU

4.6.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan secara baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dan utilitas dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4.7. Perincian jumlah karyawan proses

No	Nama alat	Jumlah alat	Jumlah orang
1	Reaktor	2	8
3	Flash Drum	2	4
4	Menara Distilasi	1	4
5	Kondenser	3	6
6	Vaporizer	2	6
7	Kompressor	3	6
8	HE	4	8
9	Mixer	1	2
10	Cooler	1	2
11	Pompa	5	3
12	Reboiler	1	2
13	Tangki+Akumulator	9	18
14	Utilitas	-	25
		Jumlah	94

Untuk perincian jumlah karyawan kantor dapat dijabarkan sebagai berikut :

Tabel 4.8. Perincian Jumlah Karyawan Kantor

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur	1
2	Manajer Produksi	1
3	Manajer Umum	1
4	Sekretaris	3
5	Kepala Bagian Produksi	1
6	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1
9	Kepala Bagian Teknik	1
10	Kepala Bagian K3	1
11	Kepala Bagian Litbang	1
12	Kepala Seksi Personalia	1
13	Kepala Seksi Humas	1
14	Kepala Seksi Keamanan	1
15	Kepala Seksi Pemasaran	1
16	Kepala Seksi Administrasi	1
17	Kepala Seksi Kas	1
18	Kepala Seksi Laboratorium	1
19	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
20	Kepala Seksi Pengadaan	1
21	Kepala Seksi K3	1
22	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1
23	Kepala Seksi Penelitian	1
24	Kepala Seksi Pengembangan	1
25	Kepala Seksi Pembelian	1

26	Supervisor Utilitas	3
27	Supervisor Produksi	3
28	Karyawan Personalia	4
29	Karyawan Humas	4
30	Karyawan Keuangan/ Kas	2
31	Karyawan Administrasi	2
32	Karyawan Pemasaran	5
33	Karyawan Pembelian	4
34	Karyawan Pengembangan	4
35	Karyawan Penelitian	4
36	Karyawan Pengolahan Limbah	4
37	Karyawan K3	8
38	Karyawan Pengadaan Alat	5
39	Karyawan Laboratorium	10
41	Medis	2
42	Paramedis	5
43	Satpam	10
44	Sopir	4
45	Pesuruh	5
46	Cleaning Service	5
	Total	128

Untuk Perincian Jumlah gaji karyawan disajikan dalam tabel dibawah ini :

Tabel 4.9. Perincian golongan gaji karyawan

No	Jabatan	Gaji per bulan
1	Direktur	Rp. 25.000.000
2	Staff Ahli	Rp 20.000.000
3	Manajer	Rp. 15.000.000

4	Kepala Bagian	Rp. 6.000.000
5	Kepala Staf	Rp. 4.000.000
6	Sekretaris	Rp. 1.500.000
7	Karyawan Proses	Rp 2.000.000
8	Para Medis	Rp 2.000.000
9	Medis	Rp 5.000.000
10	Karyawan Staf	Rp 2.000.000
11	Satpam	Rp 1.000.000
12	Sopir	Rp 900.000
13	Pesuruh & Cleaning Service	Rp 800.000

4.6.7. Jaminan Sosial

Jaminan sosial merupakan hal yang penting untuk diperhatikan dalam suatu perusahaan. Jadi disamping gaji yang diterima setiap bulan, perusahaan juga memberikan jaminan lain yang berupa :

Tunjangan : - Jabatan

- Anak, istri
- Perumahan/ kesehatan
- Transportasi.

4.7. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi terhadap suatu pabrik bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang memenuhi uji kelayakan untuk didirikan ataukah

tidak. Uji kelayakan ini meliputi besaran-besaran yang masing-masing dinyatakan dalam bentuk angka-angka yaitu :

1. Modal (*Capital Investment*)
   a) Modal tetap.(*Fixed Capital Investment*)
   b) Modal kerja .(*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
   a) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
   b) Biaya Produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
   c) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisis kelayakan
   a) Percent Return On Investment (ROI)
   b) Pay Out Time (POT)
   c) Break Even Point (BEP)
   d) Shut Down Point (SDP)
   e) Discounted Cash Flow rate (DCFR)

4.7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga.

Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi adalah 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2010. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun

harga- harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Asumsi kenaikan harga diangggap linier, dengan menggunakan program excel dapat dicari persamaan linier yaitu :

Tabel 4.10. Harga indeks CEP

Tahun	*Cost Index Chemical Engineering Plant*
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	390,4

(Peters, 2003)

Persamaan yang diperoleh adalah : $Y = 4,46.X - 8523,176$

dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga index pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2010 adalah :

$$y = 4,46.X - 8523,176 = 440,9733333$$

Harga-harga alat dan lainya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Harga alat dan lainya ditentukan dengan peters 2002. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny}$$

Dalam hubungan ini :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2010.

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (tahun 2002).

Nx : Index harga pada tahun 2010.

Ny : Index harga pada tahun referensi (tahun 2002).

Harga alat untuk jenis yang sama dengan kapasitas berbeda dihitung dengan cara six tenth factor :

$$Cb = Ca\left(\frac{Ib}{Ia}\right)^{z}$$

dengan :

Cb = harga alat pada kapasitas Ib

Ca = harga alat pada kapasitas Ia

z = eksponen, bergantung pada jenis alat, umumnya z = 0,6

4.7.2. Dasar Perhitungan

1. Kapasitas produksi : 60.000 ton /tahun
2. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
3. Umur alat : 10 tahun

4. Nilai kurs : 1 US $ = Rp 9.500,- *(Kompas, Februari 2007)*
5. Tahun evaluasi : 2010
6. Untuk buruh asing $ 25/*manhour*
7. Upah buruh Indonesia Rp 20.000,00/*manhour*
8. Perbandingan *manhour* asing : *manhour* Indonesia = 1 : 2
9. Perbandingan jumlah tenaga asing : Indonesia = 5 : 95
10. Perkiraan harga alat diperoleh dari membaca tabel harga alat (*Peters, 2003)*.

4.7.3. Perhitungan Biaya

Fixed Capital Invesment

Fixed Capital Investment adalah investasi yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

Working Capital

Working Capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari pabrik selama waktu tertentu.

Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang berkaitan dengan produk.

Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dari suatu operasi pabrik.

Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost adalah harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

General Expense

General Expense (pengeluaran umum) meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan, yang tidak termasuk manufacturing cost.

4.7.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik tergolong layak atau tidak untuk didirikan, maka dilakukan evaluasi/analisa kelayakan yang meliputi:

Asumsi : pajak = 50 %

Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan. ROI dinyatakan dalam bentuk persentase terhadap modal tetap, yang dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

Harga ROI minimum sebelum pajak untuk industri dengan resiko tinggi adalah 44% dan untuk resiko rendah 11%.

$$\text{ROI sebelum pajak} : \text{ROI} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} : \text{ROI} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian capital investment dengan keuntungan per tahun sebelum dikurangi penyusutan. POT dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + 0{,}1\text{FCI}}$$

Harga POT maksimum sebelum pajak untuk industri beresiko tinggi adalah 2 tahun dan untuk resiko rendah adalah 5 tahun.

POT sebelum pajak : $$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + 0{,}1\ \text{FCI}}$$

POT sesudah pajak : $$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + 0{,}1\ \text{FCI}}$$

Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas, yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan ataupun kerugian.

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

Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik dibawah BEP, dimana pada titik tersebut total pengeluaran tetap per tahun akan sama dengan selisih antara penjualan dan biaya total per tahun. SDP dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

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

Discounted Cash Flow (DCF)

Dihitung dengan persamaan :

$$FC + WC = C \times \left[\frac{1}{1+i} + \frac{1}{(1+i)^2} + ... + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WC + SV}{(1+i)^n}$$

Dimana : n = umur pabrik (tahun)

Dengan cara trial & error diperoleh harga i.

4.7.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *n-butanol* memerlukan rencana biaya PPC, FC, MC, WC, General Expense. Hasil rancangan masing-masing perhitungan disajikan pada tabel 4.7.5.1 sampai tabel 4.7.5.6

4.7.5.1 Fixed Capital Investment

Tabel 4.11. Fixed Capital Investment

No	Komponen Biaya	Rp	US $
1.	Harga alat sampai ditempat	0	3,154.853.75
2.	Instalasi	2.001.548.952,73	345,662.24
3.	Pemipaan	2.314.290.976,59	1,394.994.03

4.	Instrumentasi	187.645.214,32	333,317.16
5.	Isolasi	312.742.023,86	89,158.91
6.	Listrik	206.231.160,79	274,335.11
7.	Bangunan	8.000.000.000,00	0
8.	Tanah	10.000.000.000,00	0
9.	Utilitas	293.942.106,62	443,289.77
	Physical Plant Cost (PPC)	23.110.169.274,12	6,035,610.96
10.	Engineering dan Construction	4.622.033.854,82	1,207,122.19
	Direct Plant Cost	27.732.203.128,95	7,242,733.16
11.	Contractor free	1.386.610.156,45	362,136.66
12.	Contingency	4.159.830.469,34	1,086,409.97
		33.278.643.754,74	8,691,279.79
	Fixed Capital	Rp 115.845.801.730,64	

4.7.5.2 Working Capital

Tabel 4.12. Working Capital

No	Komponenen Biaya	Rp	US $
1.	Raw Material Inventory	28.216.038.523,21	0
2.	In Process Inventory	262.634.802,76	706,17
3.	Product Inventory	35.017.973.701,62	94,155.53
4.	Available Cost	23.110.169.274,12	89,158.91
5.	Extended Credit	49.325.876.211,80	0
	Total Working Capital	Rp 149.636.160.612,06	

4.7.5.3 Manufacturing Cost

Tabel 4.10. Manufacturing Cost

No	Komponenen Biaya	Rp
1.	Bahan Baku	338.592.462.278,49
2.	Gaji Karyawan	7.069.200.000,00
3.	Supervisi (20% karyawan)	1.413.840.000,00
4.	Maintenance (7% FCI)	494.844.000,00
5.	Plant Supplies (15% Maint.)	74.226.600,00
6.	Royalties Dan Patent (5% Sales)	29.595.525.727,08
7.	Utilitas	26.509.360.980,32
	Direct Manufacturing Cost	403.749.459.585,88
8.	Payroll Overhead (16% kary.)	1.131.072.000,00
9.	Laboratorium (12% kary.)	848.304.000,00
10	Pack dan Ship (10% Sales)	5.919.105.145,42
11	Plant Overhead (60% kary.)	4.241.520.000,00
	Indirect Manufacturing Cost	12.140.001.145,42
12	Depresiasi (10% FCI)	11.584.580.173,06
13	Property Taxes (2% FCI)	2.316.916.034,61
14	Asuransi (1% FCI)	1.158.458.017,31
	Fixed Manufacturing Cost	15.059.954.224,98
	Manufacturing Cost	430.949.414.956,28

4.7.5.4 General Expense

Tabel 4.14. General Expense

No	Komponenen Biaya	Rp
1.	Administrasi (5% Manu.Cost)	21.547.470.747,81
2.	Sales (8% Manu.Cost)	34.475.953.196,50
3.	Finance (7% (WC+FCI))	18.583.737.363,99
4.	Research (5% Manu.Cost)	21.547.470.747,81
	Total General Expense	96.154.632.056,12

4.7.5.5. Analisa Keuntungan

Harga bahan baku

- Propilen : Rp 228.064.360.117,95
- Hidrogen : Rp 12.895.793.322,03
- Carbon monoksida : Rp 92.442.087.301,14
- Rhodium : Rp 4.060.247.181,07
- Nickel : Rp 1.129.974.356,29

Total harga bahan baku : Rp 338.592.462.278,49

Harga Jual n-butanol : Rp 591.910.514.541,54

Keuntungan sebelum pajak : Rp 64.806.467.529,14

Keuntungan setelah pajak : Rp 32.403.233.764,57

4.7.5.6 Analisa Kelayakan

4.7.5.6.1. Return On Investment

a. Sebelum pajak : $ROI = \frac{Pb.ra}{FCI} \times 100\%$

$= 55{,}9420\ \%$

b. Sesudah pajak : $ROI = \frac{Pa.ra}{FCI} \times 100\%$

$= 27{,}9710\ \%$

4.7.5.6.2. Pay Out Time

a. Sebelum pajak : $POT = \frac{FCI}{Pb.ra + 0{,}1FCI}$

$= 1{,}5165$ tahun

b. Sesudah pajak : $POT = \frac{FCI}{Pa.ra + 0{,}1FCI}$

$= 2{,}6336$ tahun

4.7.5.6.3. Break Even Point

a. Fixed Cost (Fa) :

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

1. Depresiasi (10% FCI)	= Rp	11.584.580.173,06
2. Property taxes (2% FCI)	= Rp	2.316.916.034,61
3. Asuransi (1% FCI)	= Rp	1.158.458.017,31
Jumlah	Rp	15.059.954.224,98

b.Variable Cost (Va) :

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

1. Biaya bahan baku	= Rp	338.592.462.278,49
2. Pack and Ship (1% Sales)	= Rp	5.919.105.145,42
3. Utilitas	= Rp	26.509.360.980,32
4. Royal. Dan Pat. (3% Sales)	= Rp	29.595.525.727,08
Jumlah	Rp	400.616.454.131,30

c. Regulated Cost (Ra) :

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.

1. Gaji karyawan	= Rp	7.069.200.000,00
2. Payroll Overhead (15%kary)	= Rp	1.131.072.000,00
3. Plant Overhead (100% kary)	= Rp	4.241.520.000,00
4. Supervisi (25% Kary.)	= Rp	1.413.840.000,00
5. Laboratorium (20% kary.)	= Rp	848.304.000,00
6. General Expense	= Rp	96.154.632.056,12
7. Maintenance (6% FCI)	= Rp	494.844.000,00
8. Plant Supplies (15%Maint.)	= Rp	74.226.600,00
	Rp	111.427.638.656,12

d. Sales (Sa) = Rp 591.910.514.541,54

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

$$= 42{,}80\ \%$$

Shut Down point

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

$$= 29{,}51\ \%$$

Grafik BEP dan SDP

Titik di sisi kiri :

Fa	= Rp $1{,}51 \times 10^{10}$
Fa + 0,3 × ra	= Rp $4{,}85 \times 10^{10}$

Titik di sisi kanan :

Fa	= Rp $1{,}51 \times 10^{10}$
Fa + Va	= Rp $4{,}16 \times 10^{11}$
Fa + Va + ra	= Rp $5{,}27 \times 10^{11}$
Sales	= Rp $5{,}92 \times 10^{11}$
Sales + Fa	= Rp $6{,}07 \times 10^{11}$

4.7.5.6.4. Discounted Cash Flow

Umur pabrik	= 10 tahun
Salvage value	= Rp 11.584.580.173,06
Cash Flow	= Annual profit + depresiasi + finance

= Rp 140.142.445.993,76

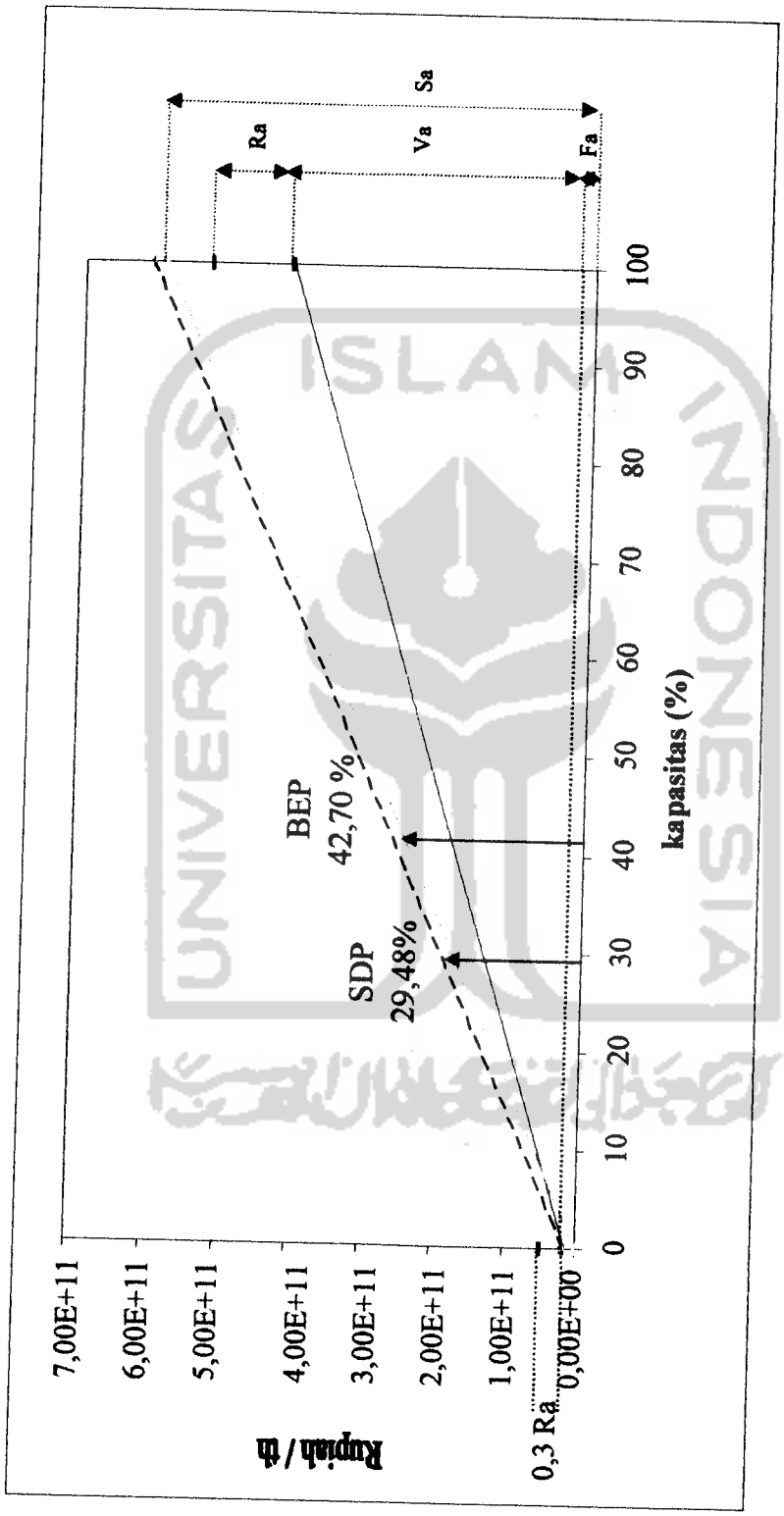
Discounted Cash Flow dihitung secara trial dan error

$$(WC + FCI)(1+i)^{10/CF} = \left[(1+i)^9 + (1+i)^8 + ... + (1+i) + 1\right] + (SV + WC)/CF$$

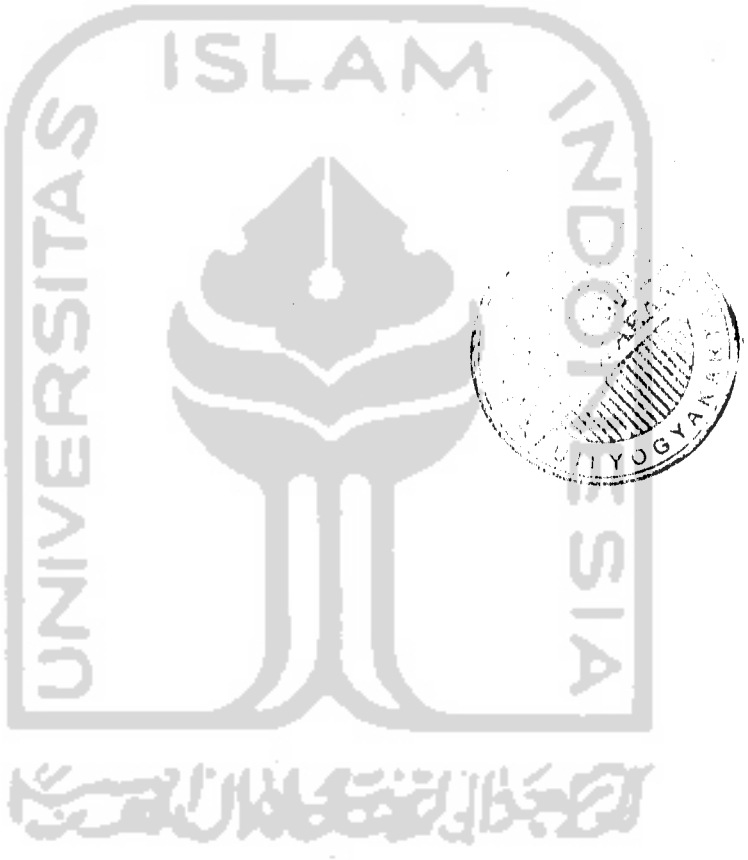
R = S

Dengan cara trial dan error untuk mencari harga i.

Diperoleh DCF sebesar = 26,24 %



Gambar 4.5 Grafik BEP dan SDP



BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Pabrik *n-butanol* ini bisa dikatakan pabrik beresiko tinggi, karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi cukup tinggi, bahan baku *flamable* (mudah terbakar), persediaan bahan baku tergantung pada PT. Chandra Asri dan PT. Samator, dan *factor safety* tinggi. Hasil evaluasi ekonomi pabrik n-butanol pada kapasitas 60.000 ton/tahun adalah :

1) Prosentase ROI sebelum pajak sebesar 56,34 % dan ROI setelah pajak sebesar 28,17 %. Dari tabel 54 *(Aries ,R.S. and Newton,RD.1955,p.193)* ROI sebelum pajak minimum untuk industri kimia sebesar 11% (resiko rendah) dan 44% (resiko tinggi), sehingga ROI sebelum pajak untuk pabrik ini dapat diterima.
2) Untuk pengembalian modal yang dipinjam (POT) sebelum pajak selama 1,51 tahun dan sesudah pajak 2,62 tahun. Untuk industri kimia dengan resiko rendah POT sebelum pajak maksimum 2 tahun dan 5 tahun untuk resiko tinggi.
3) Break Event Point (BEP) sebesar 42,70 %. Untuk industri kimia syarat BEP antara 40 – 60 %.
4) Shut Down Point (SDP) sebesar 29,48 %. Untuk industri kimia syarat SDP antara 20 – 30 %.

5) Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 26,29 %. Untuk industri kimia DCFRR > 1,5x bunga bank, dimana bunga bank saat ini ± 10%

Dari kesimpulan diatas, maka pabrik n-butanol ini pada tahun 2010 layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Anonim, *Ekspor Impor Indonesia* 1996-2004, Biro Pusat Statistik Yogyakarta.

Anonim," n-Butanol Manufacture Process and Environmental Aspect ", http://www.gogle.com., diakses tanggal 15 September 2006.

Anonim, "Catalyst", http://www.wilkipedia.org., diakses tanggal 15 September 2006

Aries, R.S. & Newton, R.D. , 1950, " Chemical Engeneering Cost Estimation " , Mc Graw Hill Book Company, Inc. , New York, Toronto, London.

Brown, G.G., 1950, " Unit Operation " , John Willey & Sons, Inc., New York.

Brownell, I.E., and Young, E.H., 1959, " Equipment Design " , John Willey & Sons, Inc., New York.

Coulson, J.M. & Richardson, J.F., 1971, " Chemical Engineering " , Vol. VI, The English Language Book Society and Pergamon Press, LTD., Autralia.

Evans, F.L., 1974, " Equipment Design Hand Boook For Refineries & Chemical Plant ". Vol. I , Gulf Publishing, Texas.

Kern, D.Q., 1950, " Process Heat Transfer ", Mc Graw Hill Book Company, Inc., New York.

Kirk, R.E ., & Othmer, D.F., 1978, " Encyclopedia of Chemical Technology " , Vol. 23, ed.3, A Willey-Interscience Publication, Ney York.

Ludwig, E.E., 1964, " Aplied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants " , Vol. I , II , ed. 2, Gulf Publishing Co. , Houston.

McCabe. W.L. , Smith J.C. , 1967, " Unit Operation of Chemical Engineering ", ed.2, Mc Graw – Hill, Kogakusha , LTD, Tokyo.

Maraudin Pandjaitan, 2002," Industri Petrokimia Dan Dampak Lingkungannya", Gadjah Mada University Press, Yogyakarta, Indonesia.

Octave Levenspiel, 1972, " Chemical Reaction Engineering " , ed. 2, John Willey & Sons, New York.

Perry, R.H., Green, D.W., and Maloney, J.D., 1984, " Chemical's Engineering Hand Book " , ed. 6, Mc Graw Hill Book Company, Kogakhusa, LTD , Tokyo.

Peter, M.S., Timerhous, K.D., 1991, " Plant Design and Economic For Chemical Engineering ", ed. 4, Mc Graw-Hill, Kogakhusa, LTD, Tokyo.

Rase, M.F., 1997," Chemical Reactor Design for Process Plant, Vol 1, John Wiley and Sons, New York.

Smith, J.M., 1967, " Chemical Engineering Kinetik ", ed.2, Mc Graw Hill, Kogakhusa, LTD, Tokyo.

Speight, James.G., 1976, " Chemical and Process Design Handbook", Mc Graw Hill Book, New York.

U . S. Patent, December. 26.2000, No. 6.166.265P

Wallas, S.M. , 1959, " Chemical Process Equipment " , Mc Graw Hill Book Kogakhusa , Tokyo.

REAKTOR HIDROFORMILASI

Tugas : Mereaksikan Propilen, Hidrogen dan Karbon monoksida menjadi *Butyraldehyde*.

Type : Fixed Bed Multi Tube (non-Adiabatis dan non-Ishothermal)

Alasan pemilihan reaktor :

- Reaksi berjalan pada fase gas
- Menggunakan katalis padat.

Keuntungan :

- Merupakan reaktor katalitis yang lebih sederhana dibanding Fluidized Bed
- Harga lebih murah dibanding reaktor katalitik yang lain
- Menurut pengalaman, kerjannya dapat diandalkan sehingga tidak mengherankan jika dalam industri banyak digunakan
- Cocok untuk digunakan pada sekala besar.
- Tidak membutuhkan energi listrik untuk mengoperasikannya

Kekurangan:

Perawatan *(maintenance)* yang rumit terutama untuk pembersihan pipa-pipanya.

(Reaktor Kimia bagian II, Fakultas Teknik Universitas Gadjah Mada).

Menurut *n-Butanol Manufacture Process and Enviromental Aspect,2006*

Kondisi operasi reaksi pembuatan Butiraldehid dari Propilen, Hidrogen dan Karbon monoksida pada proses Hidroformilasi sebelum pembentukan n-Butanol adalah sebagai berikut:

Suhu : 393 K

Tekanan : 15 atm

Fase : gas

Katalisator : Rhodium

Bentuk : Butiran

Diamaeter : $6{,}78 \times 10^{-3}$ m = 0,2669 inch

Bulk density : 1050 Kg/m^3

Reaksi : Eksotermis

Mekanisme :

1. Perpindahan massa secara difusi dari bulk (lapisan utama) gas ke pernukaan luar katalis.
2. Perpindahan massa secara difusi dari permukaan luar ke dalam pori-pori (internal katalis)
3. Adsorpsi dari interface (lapisan batas antara fase padat dan fase gas) ke permukaan katalis.
4. Terjadi surface rection (reaksi permukaan)
5. Desorpsi dari permukaan katalis ke interface.
6. Perpindahan massa dari dalam pori-pori ke permukaan luar (difusi)
7. Perpindahan massa dari permukaan luar ke bulk gas (difusi)

Reaktor beroperasi secara non-isothermal dan non adiabatics. Reaksi bersifat eksotermis sehingga diperlukan media pendingin berupa *Dowtherm A*. Reaktan masuk pada suhu 473 K dan tekanan 15 atm. Sedangkan *Dowtherm A* sebanyak 408334.4236 Kg/jam masuk pada suhu 373 K dengan aliran *cocurrent* terhadap aliran reaktan. Konversi yang di dapat adalah 98 %

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

Asumsi :

- kondisi steady sudah tercapai
- perpindahan massa karena difusi diabaikan.
- gas dianggap mengikuti hokum gas ideal
- panas hilang ke lingkungan diabaikan
- suhu dalam katalis seragam

Reaksi kimia:

Reaksi antara hidrogen, propilen, dan karbon monoksida adalah sebagai berikut:

$$CH_3CH{=}CH_2 + CO + H_2 \longrightarrow CH_3(CH_2)_2CHO \quad (1)$$

$$\longrightarrow CH_3CH(CH_3)CHO \quad (2)$$

Persamaan kecepatan reakasi:

$-r = k \,.\, (C_3H_6).(H_2).(CO)$

Pengaruh suhu terhadap laju reaksi terletak pada konstanta laju reaksinya yang dianggap mengikuti persamaan Arhenius :

$$K = A \exp(-E / RT)$$

Dimana:

A: Faktor tumbukan antarmolekul

K: Konstanta laju reaksi.

E : Energi Aktivasi, Nm /kmol

R : Konstanta gas universal 8,314 Nm/kmol.K

T: Suhu Reaksi, K

Faktor tumbukan antara molekul (A) didekati dengan persamaan teori tumbukan bimolekuler *(collision theory)* dan energi aktivasi diperkirakan dengan persamaan semirnov sehingga didapatkan:

$K_1 = 3{,}7082 \,.\, 10^{15}$ m^3/kmol.jam

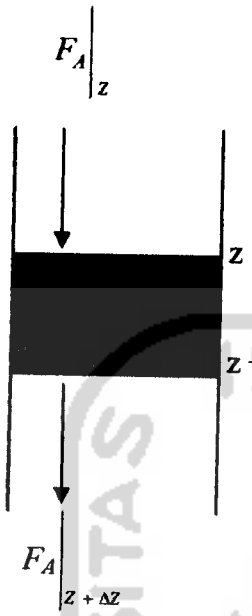
$K_2 = 3{,}7083 \,.10^{15}$ m^3/kmol.jam

1. Neraca Massa pada Elemen Volume

Asumsi asumsi yang diambil :

1. Aliran plugflow, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial (D/DP=8-50)(RASE,1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (L/Dp=100)(RASE,1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interface diabaikan
4. Steady state.

Ditinjau untuk 1 pipa



Input – Output = Akumulasi

$$F_A\Big|_Z - \left(F_A\Big|_{Z+\Delta Z} + (-r_A)\Delta v.\rho B\right) = 0$$

$$F_A\Big|_Z - F_A\Big|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\Delta V.\rho B = 0$$

$$F_A\Big|_Z - F_A\Big|_{Z+\Delta Z} = (-r_A)\Delta V.\rho B$$

$$\Delta V = \frac{\pi.Di^2}{4}.\rho B.\Delta z$$

$$F_A\Big|_Z - F_A\Big|_{Z+\Delta Z} = \frac{(-r_A)\pi.Di^2.\rho B.\Delta z}{4}$$

$$F_A\Big|_Z - F_A\Big|_{Z+\Delta Z} = \frac{(-r_A)\pi Di^2.\rho B}{4}$$

$$-\frac{\Delta F_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A)\pi.Di^2.\rho B}{4}$$

$$F_A = F_{AO}(1 - X_A)$$

$$\Delta F_A = -F_{AO}.\Delta X_A$$

$$F_{AO}\frac{\Delta X_A}{\Delta z}=\frac{(-r_A)\pi.Di^2.\rho_B}{4}$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z}=\frac{(-r_A)\pi.Di^2.\rho_B}{4F_{AO}}$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dZ}=\frac{(-r_A)\pi.Di^2.\rho_B}{4.F_{AO}}$$

dimana :

dX_A/dz = perubahan konversi per satuan panjang

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi kimia (Kmol/Kg katalis waktu)

Di = diameter dalam pipa (meter)

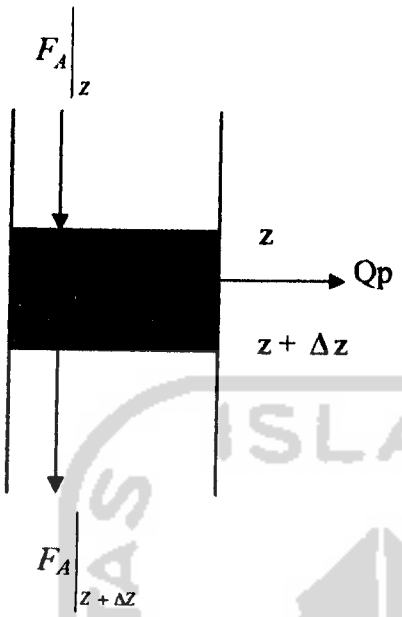
F_{AO} = kecepatan aliran massa komponen A (Kmol/jam)

ρ_B = densitas bulk, (Kg/m^3)

2. Neraca Panas pada Elemen Volume

Asumsi-asumsi yang diambil :

1. Aliran plugflow, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial (D/DP=8-50)(RASE,1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (L/Dp=100)(RASE,1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interface diabaikan.
4. Steady state.
5. Kapasitas panas gas (cp) dan viskositas gas merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak.



Input – Output + Panas Reaksi = Akumulasi

$$\left(\sum m.cp\right)\left(T|z - T_O\right) - \left[\sum m.cp\left(T|z + \Delta z - T_O\right) + \Delta HR_T.F_{AO}.\Delta X_A + U.A(T - Ts)\right]$$

$$\sum m.cp\left(T|_Z - T_O\right) - \sum m.cp\left(T|_{Z+\Delta Z} - T_O\right) = \Delta HR_T.F_{AO}.\Delta X_A + U.A.(T - Ts)$$

$$A = \pi.D_O.\Delta_Z$$

maka :

$$\sum m.cp\left(T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}\right) = \Delta HR_T.F_{AO}.\Delta X_A + U.\pi.D_O.\Delta_Z.(T - Ts)$$

$$\frac{\left(T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}\right)}{\Delta_Z} = \frac{\Delta HR_T.F_{AO}.\dfrac{\Delta X_A}{\Delta Z} + U.\pi.Do.(T - Ts)}{\sum m.cp}$$

lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$-\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR_T.F_{AO}.\dfrac{dX_A}{dz} + U.\pi.Do.(T - Ts)}{\sum m.cp}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta HR_T).F_{AO}.\dfrac{dX_A}{dz} - U.\pi.Do.(T - Ts)}{\sum m.cp}$$

dimana:

dT/dz : perubahan suhu per satuan panjang

ΔHR_T : panas reaksi (Kj/Kmol)

U : overall heat transfer (Kj /jam.m^2.K)

Do : diameter luar pipa (meter)

F_{AO} : kecepatan aliran massa komponen A (Kmol/jam)

Ts : suhu pendingin (K)

T : suhu operasi (K)

$\sum m.cp$: kapasitas panas campuran (Kj/jam K)

3. Neraca Panas pada Pendingin

Asumsi :

- kondisi steady.
- Aliran Cocurrent

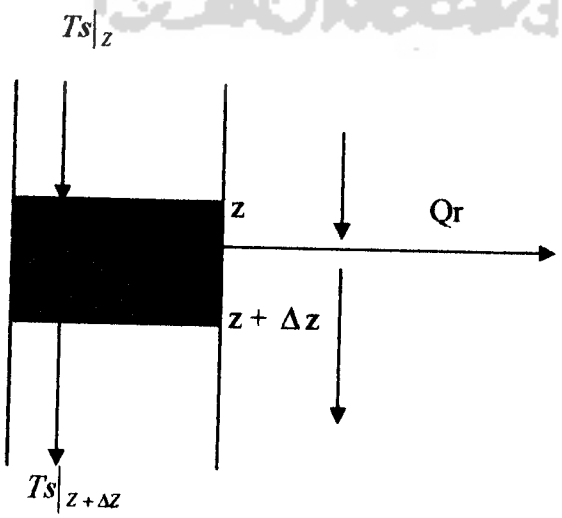
Reaksi berlangasung eksotermis maka agar proses berjalan baik maka dipakai pendingin, media pendingin yang digunakan adalah *dowtherm A*. sifat-sifat fisis pendingin didekati dengan persamaan fungsi suhu

Sifat-sifat fisis *Dowterm A*:

- ✓ Tidak bereaksi kimiawi dengan logam (tidak korosif)
- ✓ Tidak beracun
- ✓ Tidak mengandung bahaya besar.
- ✓ Stabil pada suhu 416 – 722 K *(thermally stable)*

Semua data yang berkaitan dengan perhitungan pendingin diperoleh di *(www.dowtherm A .com)*

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas *(co current)*.



Input – Output = Akumulasi

$$\left(\sum m.cP\right)p.\left(Ts|_{Z} - To\right) - \{\left(\sum m.cP\right)p.\left(Ts|_{Z+\Delta Z} - To\right) - U.A(T - Ts)\} = 0$$

$$\left(\sum m.cP\right)p.\left(Ts|_{Z} - Ts|_{Z+\Delta Z}\right) = -U.A(T - Ts)$$

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

$$\left(\sum m.cP\right)p\left(Ts|_{Z+\Delta Z} - Ts|_{Z}\right) = -U.\pi.Do.\Delta z(T - Ts)$$

$$\frac{\left(Ts|_{Z} - Ts|_{Z+\Delta Z}\right)}{\Delta z} = \frac{-U.\pi.Do.(T - Ts)}{(m.cP)p}$$

lim Δz→ 0

$$\frac{dTs}{dz} = \frac{U.\pi.Do.(T - Ts)}{\sum (m.cP)p}$$

dimana:

dTs/dz	: perubahan suhu pendingin per satuan panjang
(Σm.c P)p	: kapasitas panas pendingin (Kj/jam K)
Do	: diameter luar pipa (meter)
U	: overall heat transfer (Kj / jam m^2 K)
Ts	: suhu pendingin (K)
T	: suhu operasi (K)

4. Penurunan Tekanan

4.1. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop Tube*)

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Walas, 1959) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho.g.Dp}.\frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon}\left[\frac{150.(1-\varepsilon).\mu}{Dp} + 1.75G\right]$$

dengan :

dP = pressure drop, lb/ ft^2

dz = tebal tumpukan katalisator, ft

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/ jam.ft^2

ρ = densitas gas, lb/ cuft

Dp = diameter ekuivalen katalisator, ft

G = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/ jam^2

ε = porositas tumpukan katalis

μ = viskositas gas, lb/ jam.ft

4.2. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop Shell*)

$$\Delta Pt = \frac{fxGs^2 xIDsx(N+1)}{5.22x10^{10} xBs\ x\ De\ x\ s\ x\ \vartheta s}$$

dimana:

f : Faktor friksi (Res), ft^2/in^2

Gs : Kecepatan aliran massa pendingin dalam shell, lb/jam ft^2

De : Diameter ekivalen, ft

IDs: diameter dalam shell, ft

(N+1): Number of cross (12 x L/B)

Bs : baffle spacing, ft

ϑ s : viscosity ratio

Sg : Spesific gravity

5. Data dan Estimasi Sifat-Sifat Fisis

a). Berat Molekul Rata-Rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^{N} Yi.BMi$$

Dimana :

Yi : Fraksi mol komponen i

BM_i : Berat Molekul komponen i

b). Densitas Gas (*Pg*)

$$Pg = \frac{P.BMg}{RT}$$

Dimana :

BMg : Berta molekul rata-rata Kg/Kmol

T : Suhu Operasi, K

P : tekanan, atm

R : Tetapan gas 82.06 dm^3 atm/Kmol K

Pg : densitas gas campuran Kg/dm^3

c). Viskositas Gas (μ *gas*)

$$\mu = \frac{33{,}3*(BM*Tc)^{1/2}}{Vc^{2/3}} * f(1.33,Tr) \ldots\ldots \quad (perry,1973)$$

$$f(1{,}33,Tr) = 1{,}058*\mathrm{Tr}^{0{,}645} - \frac{0{,}261}{(1{,}9*Tr)^{(0{,}9*Tr)\log(1{,}97r)}}$$

dimana :

μ = viskositas, μP

BM = berat molekul

Tc = suhu kritis, K

Tr = suhu reduksi, $\frac{T}{Tc}$

Vc = volume kritis, $cm^3/gmol$

Sedangkan untuk viskositas gas campuran

$$\mu gas = \frac{\sum yi.\mu i.BMi^{0.5}}{\sum yi.BMi^{0.5}}.360, \; kg/jam \ldots\ldots \quad (perry,1984)$$

Dimana :

μi : Viskositas gas, kg/ jam m

BMi : Berat molekul komponen i, Kg/Kmol

Yi : Fraksi mol komponen i

d). Panas Reaksi

$$\Delta Hr = \Delta Hr^o + \int_{298}^{T} \Delta Cp \, dT \text{ , Kcal /Kmol}$$

ΔHr^o = -239.000 Kj/Kmol *(Kirk and Othmer,1991)* atau *(www.oxychem.com)*

Data Kapasitas panas

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$, Kcal/Kgmol K

Nilai konstanta A,B,C, dan D untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut

Komponen	A	B	C	D
C_3H_6	0,8860	5,602E-02	-2,771E-05	5,266E-09
C_3H_8	-1,0090	7,315E-02	-3,789E-05	7,678E-09
CO	7,3730	-3,070E-03	6,662E-06	-3,037E-09
H_2	6,4830	2,215E-03	-3,298E-06	1,826E-09
n - C_4H_8O	3,3630	8,257E-02	-4,115E-05	6,896E-09
I - C_4H_8O	5,8430	8,015E-02	-4,913E-05	1,521E-08
n - $C_4H_{10}O$	0,7800	9,984E-02	-5,354E-05	1,119E-08
I - $C_4H_{10}O$	-1,8410	1,120E-01	-6,888E-05	1,727E-08

Kapasitas campuran gas dihitung dengan persamaan :

$$Cp_G = \sum_{i=1}^{N} yi.Cpi$$

Dimana :

Cp_G : Kapasitas panas gas campuran , Kcal/Kmol K

Cp_i : Kapasitas panas komponen i , Kcal/Kmol K

6. Sifat Fisis Pendingin

Reaksi berlangsung eksotermis agar proses berlangsung baik maka digunakan pendingin. Media pendingin yang digunakan adalah *Dowtherm A*. Sifat – sifat fisis pendingin di dekati dengan persamaan fungsi suhu (Mc. Ketta)

k = 1,512 – 0,00010387 T, cal / jam. cm^2.K

Cp = 0,11152 + 0,0003402, Kcal / kg. K

m = 35,5898 – 0,04212 T, gr/cm jam

7. Spesifikasi Tube dan Shell

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karena reaksinya eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar perpindahan panasnya besar.

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

Jenis : Rh (Rhodium) *....(www.wilkipedia.org.com)*

Bentuk : powder tak berwarna (kristalin)

Densitas, P_B : 1,722 gr.cm^3 = 1722 kg/m^3

Diameter, *Dp* : 6,78 x 10^{-3} m = 0,2669 inch

DP/Dt	0.05	0.1	0.15	0.2	0.25	0.3
hw/h	5.5	7	7.8	7.5	7	6.6

(smith,J.M., 1981)

Dimana :

Dp : Diameter Partikel katalis (m)

Dt : diameter tube (m)

hw : koefisien transfer panas untuk tube dengan bahan isisan

h : koefisien transfer panas untuk tube kosong

Dp/Dt = 0,15

Dp = 0,2669 in

$$Dt = \left(\frac{0,2669}{0,15}\right)$$

= 1,7795 in

= 0.0452 m

dari hasil perhitungan tersebut maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik. *(Kern,1950)*

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

nominal pipe side = 2 inch

sc number = 40

out side diameter = 2,38 in

inside diameter = 2,067 in

flow area per pipe = 3,35 in^2

surface area per lin.ft = 0,422 ft^2/ft

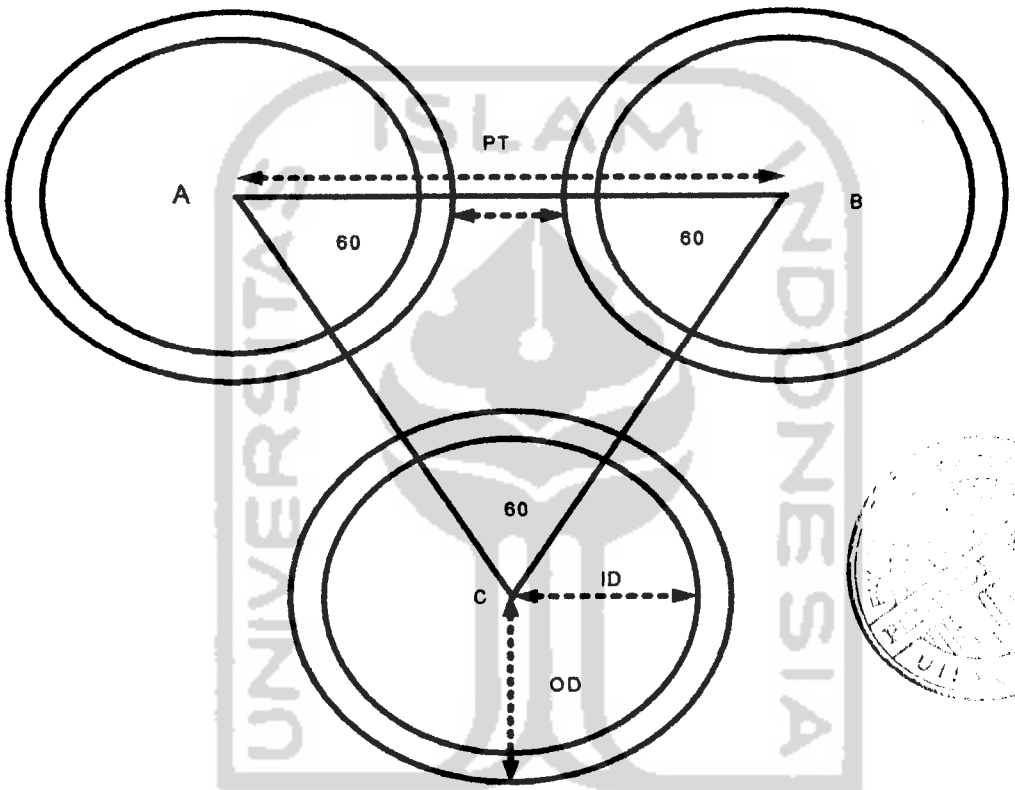
outside = 0,622 ft^2/ft

inside = 0,542 ft^2/ft

weight per line ft = 3,66 lb/ft^2

Pipa-pipa disusun dengan *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan,

1. Agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (ho)
2. *triangular pitch* (segitiga sama sisi) bekerja lebih baik daripada *square pitch.*



P_T = *Jarak antara 2 pusat pipa*

P_T = 1.25 x OD

C = *Clearence* = P_T – OD

keterangan gambar susunan pipa *Triangular Pitch*

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang *shell* total (Atotal)

Atotal = 2.Nt (A pipa + A antar pipa)

= 2 Nt (luas segitiga sama sisi ABC)

$\pi / 4.IDs = 2.\ Nt\ (1/2\ P_T^2.\ sin\ 60^0)$

$$IDs = \sqrt{\frac{4.Nt.PT^2.0.866}{\pi}}$$ IDs = diameter dalam shell, m

Diameter ekivalen untuk susuna pipa *triangular pitch* dapat dihitung dengan rumus :

$$De = \frac{4x(0.5.PT.0.866.PT - 0.5\pi.OD^2/4)}{0.5\pi.OD^2} \ldots kern, 1950$$

Dimana :

De : diameter ekivalen, m

PT : pitch, m

OD : diameter dalam tube, m

Untuk memperbesar turbulensi dalam shell, maka diantara *tube-tube* dipasang *baffle* (penghalang).

Diambil baffle spacing (Bs) = ¼.IDs

Luas Shell (As) :

$$As = \frac{IDs\ x\ Bs\ x\ C'}{P_T}$$

Kecepatan pendingin tiap satuan luas shell adalah :

$$Gs = \frac{Ms}{As}$$

Dimana : Gs : kecepatan massa dalam shell, Kg/jam m^2

Ms : berat aliran pendingin, Kg/jam

As : Luas shell, m^2

8. Mencari UD (Design Overall Coefficient)

hi untuk aliran turbulen dalam pipa dapat dihitung dengan rumus *6-2 Kern, Process Heat Transfer, hal 103 :*

$$hi = 0{,}027.\frac{k}{Di}.(RE)^{0.8}(PR)^{1/3}$$

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

dimana :

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

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

keterangan:

BMi : berat molekul gas

yi : fraksi mol

Re : bilangan Reynold

Dp : diameter partikel katalisator, cm

GT : kecepatan massa campuran gas, gr/jam^2

μR : viskositas campuran gas, gr/dt.cm

$$: \frac{\sum yi.\mu i.(BMi)^{1/2}}{\sum yi.(BMi)^{1/2}} \qquad \textit{(perry,5-ed. 3-249)}$$

PR : prandtl number

Cp : kapasitas panas campuran gas, ml/g.mol.^{0}K

: $\sum$ Cpi.yi

μp : viskositas pendingin, gr/dt.cm

Kp : konduktivitas pendingin, cal/j.m.^{0}K

ID : diameter dalam pipa,cm

Dari perhitungan sebelumnya untuk perbandingan Dp/Dt = 0,15 maka hiw/hi = 7,8. harga ini dari data hasil penelitian Colburn's (*Smith, Chemical Engineering Kinetics*, hal 511) sehingga:

hi katalisator = 7,8 . hi tanpa katalisator

Harga ho dapat dihitung dengan persamaan:

$$ho = 0{,}36.\ \frac{Kp}{De}(REs)^{0.55}(PRs)^{1/3}$$

dimana:

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

De : diameter shell, cm

REs : bilangan Reynolds = DE.GS/VP

PRs : bilangan Prandtl = CPP. μp/Kp

9. UC (Koefisien Overall pada Pipa Bersih)

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

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

10. Dirty Factor/Fouling Factor (Rd)

Dari Kern, Process Heat Transfer, hal 845 diperoleh

Untuk uap organic, Rd : 0,0005

Untuk cairan organic, Rd : 0,001

Rd total = 0,0005 + 0,001 = 0,0015 $ft^2 j\ ^0F/Btu$

= 0,00307 J $cm^2\ ^0K/cal$

sehingga:

$$UD = \frac{UC}{Rd(UC+1)}, cal/jcm^{2\,0}K$$

Persamaan ordiner orde satu simultan dapat diselesaikan dengan metode runge kutta untuk mendapatkan distribusi niali Xa, T, Tas dan P sepanjang Z (panjang reactor). Hasil perhitungan dengan metode *"rungge kutta "* (perhitungan excel) dapat dilihat dibawah ini :

Reaktor Fixed Bed Multitubular

Tugas : Mereaksikan propylene, hidrogen dan carbon monoksida menjadi butyraldehyde.

Komposisi gas masuk reaktor

Komponen	Kgmol/jam	BM	Kg/jam
C_3H_6	4672,5309	42	111,25073
C_3H_8	99,89782	44	2,270405
CO	3115,0206	28	111,25073
H_2	222,50147	2	111,25073
Total	8109,9507		336,02261

Kondisi Operasi

ID = 2,067 in

OD = 2,68 in

ρ bulk = 1,1124 gr/cm^3

tekanan masuk = 15 atm

Suhu umpan masuk = 120 °C

Suhu Pendingin masuk = 100 °C

Konversi akhir masuk = 97 %

Hasil perhitungan computer dengan metode " *runge kutta* "

Z	X	T,K	Tp,k	P,Atm
0	**0**	**393**	**373**	**15**
0,005	0,032607517	389,2946853	374,4104545	14,99982151
0,005	0,030187908	392,7258956	375,460131	14,99982151
0,01	0,060724027	385,9174147	375,4352576	14,99964302
0,01	**0,06063408**	**389,2617525**	**375,2280985**	**14,99976202**
0,015	0,088835182	388,9878565	376,21779	14,99958353
0,015	0,086923016	389,0133925	377,1183699	14,99958353
0,02	0,113464085	388,7945742	376,9058373	14,99940504
0,02	**0,113399419**	**388,7723256**	**376,9971039**	**14,99952403**
0,025	0,13809057	388,5438266	377,8275246	14,99934554
0,025	0,136548408	388,5646489	378,5832675	14,99934554
0,03	0,159885138	388,3819646	378,4049324	14,99916706
0,03	**0,159837265**	**388,3632476**	**378,4815514**	**14,99928605**
0,035	0,181678771	388,1718956	379,1784355	14,99910756
0,035	0,180413666	388,1890546	379,8126788	14,99910756
0,04	0,201133173	388,0359342	379,6630011	14,99892907
0,04	**0,201096854**	**388,0202052**	**379,7273189**	**14,99904806**
≈				
,9	**0,969932502**	**385,8572735**	**385,8578406**	**14,85958952**
5,905	0,969944956	385,8572354	385,8578006	14,85941104
5,905	0,969944941	385,8572354	385,8577607	14,85941104
5,91	0,96995738	385,857196	385,8577665	14,85923255
5,91	**0,96995738**	**385,8571969**	**385,8577626**	**14,85935154**
5,915	0,969969804	385,8571589	385,8577227	14,85917305
5,915	0,969969789	385,8571589	385,8576829	14,85917305
5,92	0,969982197	385,8571196	385,8576887	14,85899456
5,92	**0,969982197**	**385,8571205**	**385,8576848**	**14,85911356**
5,925	0,96999459	385,8570826	385,857645	14,85893507
5,925	0,969994575	385,8570826	385,8576053	14,85893507
5,93	0,970006952	385,8570434	385,857611	14,85875658
5,93	**0,970006952**	**385,8570443**	**385,8576071**	**14,85887557**

spesifikasi reaktor *(perhitungan excel)*

Dipilih diameter dalam reaktor	= 2,067 in
	= 0,0525018 m
Kecepatan linear gas ditetapkan	= 1 m/s,*Ulrich P.217*
	= 3600 m/ jam
Reynold Number	= 9684,919968
flow area per pipe	= 3,35 in^2, Kern table 11
	= 0,002161286 m^2
Luas reaktor yang dibutuhkan	= 0,250846945 m^2
Jumlah pipa yang dibutuhkan	= 116,0637441 Pipa
diambil	= 116 Pipa
Susunan pipa : *Triangular pitch*	
Diameter shell/ reaktor	= 0,8548182763 m
	= 33,65426285 in
	= 2,804521904 ft
DE	= 0,723726115 in
	= 0,018382643 m

Spesifikasi pipa (Brownel and Young)

Nominal pipe size	= 2 in
Schedule Number	= 40
OD	= 2,38 in
ID	= 2,067 in
Flow area per pipe	= 3,35 in^2
Surface per lin ft	
Outside	= 0,622 ft^2/ft
Inside	= 0,542 ft^2/ft
Weight per lin ft	= 3,66 lb steel
Baffle space (B)	= 6,730852569 in
Pitch (Pt)	= 2,975 in
Clearance (C')	= 0,595 in
As	= 0,314613724 ft^2

	= 0,029228571 m^2
Res	= 6000 turbulen
Gs	= 181671,3703 Kg/jam m^2
Ret	= 9684,919968
At	= 6,17429434 ft^2
Kebutuhan pendingin (Ms)	= 5309,994621 Kg/jam
Densitas gas masuk	= 11,22578993 Kg/m^3
Densitas gas keluar	= 31,81141652 Kg/m^3
Berat gas	= 8109,95072 Kg/jam
	= 17863,32758 Lb/jam
	= 2,252764089 Kg/s

MECHANICAL DESIGN

1. **Spesifikasi Tube:**

Susunan pipa	: *triangular pitch*
Bahan	: *stainless stell*
nominal pipe side	= 2 inch
sc number	= 40
out side diameter	= 2,38 in
inside diameter	= 2,067 in
flow area per pipe	= 3,35 in^2
surface area per lin.ft	
outside	= 0,622 ft^2/ft
inside	= 0,542 ft^2/ft
weight per line ft	= 3,66 lb/ft
Pitch	= 2,975 in
Clearance	= 0,595 in
Jumlah pipa	= 116 pipa

2. **Shell**

Bahan : *carbon steel SA 212 grade B (brownell and young p.251)*

Maka ukuran shell :

- Diameter dalam Shell (IDs) = 0,854818276 m

= 33,65426285 in

➢ Tebal shell dihitung dengan persamaan *(Rase and barrow, 1957)* :

$$\textbf{T shell} = \frac{P\ x\ ri}{f\ E - 0.6\ P} + C$$

Dimana :

ts : tebal shell, in

P : tekanan operasi pipa, psi

E : effisiensi sambungan

ri : jari-jari shell, in

f : allowable stress max, psi

c : corrotion allowance

karena bahan *carbon stell SA 212 grade B* maka :

f : 17500 psi

E : 0,8 *(double wellded joint)*

C : 0,125 in *(brownell and young table 13-1)*, sedangkan

P design : 15 atm

: 220,5 psi

Tekanan design (faktor keamanan 20%)

= (1.2 x 220,5)-14.7 = 249,9 psig

ri (jari-jari) : $\frac{IDs}{2} = \frac{33,65426285\ \text{in}}{2}$ = 16,842713143 in = 0,427392042 m

maka ts $= \frac{249,9\ x\ 16,82713143}{(17500\ x\ 0,8) - (0.6\ x\ 249,9)} + 0,125$

= 0,428616023 in = 0,10886411 m

dipilih pipa standar dengan spesifikasi tebal 7/16 in *(brownwll and young, 1979)*

Diameter Luar shell (ODs) = IDs + 2.ts

= 0,854818276 m + (2 x 0,10886411 m)

= 0,876591099 m

Tinggi Shell = Tinggi Pipa = 593 cm = 5,93 m

Jumlah Baffle = $\frac{Tinggi\ Shell}{Bs}$

$$= \frac{5{,}93\ m}{0{,}170956816.m} = 34{,}68573476 \text{ buah} \approx \text{Diambil 35 buah}$$

3. Head

Bahan : *carbon steel SA 212 grade B (brownell and young p.251)*

Jenis : *elliptical dishead head* (mampu menahan P> 13,6 atm)

Ukuran Head : diameter dalam head =

diameter dalam shell = 0,854818276 m

= 33,65426285 in

➢ Tebal shell dihitung dengan persamaan *(Rase and barrow,1957)* :

$$\text{Tebal head} = \frac{P\ x\ IDs}{2.f\ E - 0.2\ P} + C$$

Dimana :

t head : tebal shell, in

P : tekanan operasi pipa, psi

IDs : diameter dalam shell, in

f : allowable stress max, psi

E : effisiensi sambungan

c : corrotion allowance

karena bahan *carbon steel SA 212 grade* B maka :

f : 17500 psi

E : 0,8 *(double wellded joint)*

C : 0,125 in *(brownell and young table 13-1)*, maka :

$$t_{head} = \frac{249{,}9\ x\ 33{,}65426285}{(2\ x\ 17500\ x\ 0{,}8) - (0{,}2\ x\ 249{,}9)} + 0{,}25$$

= 0,425901404 in = 0,010817462 m

dipilih pipa standar dengan spesifikasi tebal 7/16 in *(brownell and young,1979)*

Diameter Luar head = IDs + 2.t head

= 0,854818276 m + (2 x 0,010817462 m)

= 0,8764532 m

Tinggi Head $= \frac{2x0{,}5xIDs}{2}$

$$= \frac{2 \times 0.5 \times 0{,}854818276 \text{ m}}{2}$$

$$= 0{,}427409138 \text{ m}$$

straight flange *(sf) diambil tebal head 7/16 inch = 6 inch*

= 0,1524 meter

... (brownell and young 1979 table5.8)

4. Tinggi Reaktor

Tinggi Reaktor = Tinggi shell + 2. Tinggi Head

= 5,93 m + (2 x 0,427409138 m)

= 6,784818276 meter

5. Luas Permukaan Reaktor

a. Luas Shell Bagian dalam (Asi)

Asi = $\pi .IDs.tinggi\ shell$

= 15,91688727 m^2

b. Luas Shell Bagian luar (Aso)

Aso = $\pi .IDs.tinggi\ shell$

= 16,3223178 m^2

c. Luas Head Bagian dalam (Ahi)

Ahi = $\pi .IDs.Sf + \pi / 4.IDs^2$

= 0,982672033 m^2

d. Luas Head Bagian luar (Aho)

Aho = $\pi .ODs.Sf + \pi / 4.ODs^2$

= 1,022685399 m^2

e. Luas Reaktor Bagian dalam (Ari)

Ari = Asi + (2 x Ahi)

= 17,88223133 m^2

f. Luas Reaktor Bagian luar (Aro)

Aro = Aso + (2 x Aho)

= 18,3676886 m^2

6. Volume Reaktor

Volume Reaktor = Volume Shell + (2 x Volume Head)

$$\text{Volume Shell} = \frac{\pi \times \text{tinggi shell} \times IDs^2}{4}$$

$$= 13{,}60604614 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Head} = \frac{2 \times \pi \times IDs^3}{24}$$

$$= 0{,}163444307 \text{ m}^3$$

Jadi Volume Reaktor $= (13{,}60604614 \text{ m}^3 + 0{,}163444307 \text{ m}^3)$

$$= 13{,}771981239 \text{ m}^3$$

7. Diameter Saluran Pada Reaktor

Digunakan perhitungan diameter optimum *(carbon stell)* :

$Dopt = 282 \times Qf^{0,52} \times \rho^{-0,37}$, Untuk Re > 2100 dan ID ≥ 1 in

Dimana :

Qf = Debit aliran bahan,

ρ = Densitas bahan

➢ Diameter Saluran Gas Masuk Umpan

Fraksi mol tiap komponen pada umpan masuk

Komponen	Kgmol/jam	BM	Kg/jam
C_3H_6	4672,5309	42	111,25073
C_3H_8	99,89782	44	2,270405
CO	3115,0206	28	111,25073
H_2	222,50147	2	111,25073
Total	8109,9507		336,02261

Diketahui :

Saluran gas masuk umpan

ρ masuk = 11,22578993 Kg/ m^3

Kecepatan aliran gas masuk

= 8109,9507 kg/jam

= 2,252764089 kg/sekon

diameter optimum dicari dengan persamaan dibawah ini, untuk *carbon stell*

$Dopt = 282 \times Qf^{0,5} \times \rho^{-0,37}$

= 145,5091747 mm

= 5,72871076 in

Berdasarkan *Brownell and Young, 1957* diambil ukuran standar

OD = 6,625 in

ID = 6,065 in

Fraksi mol tiap komponen pada gas keluar

➢ Diameter Saluran Gas Keluar

Diketahui :

ρ keluar = 31,81141652 Kg/ m^3

Kecepatan aliran gas keluar

= 8109,95072 kg/jam

= 2,252764089 kg/sekon

Dopt = $282 \times Qf^{0,5} \times \rho^{-0,37}$

= 101,0560325 mm

= 3,978586104 in

Berdasarkan *Brownell and Young, 1957* diambil ukuran standar

OD = 4,5 in

ID = 4,026 in

➢ Diameter Saluran Pendingin

Diketahui :

ρ pendingin = 801,3 Kg/ m^3

Kecepatan aliran pendingin

= 5309,994621 kg/jam

= 1,474998506 kg/sekon

suhu pendingin masuk = 373 K

suhu pendingin keluar = 385,8986368 K

Dopt = $282 \times Qf^{0,5} \times \rho^{-0,37}$

= 26,43479394 mm

= 1,040740481 in

Berdasarkan *Brownell and Young, 1957* diambil ukuran standar

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in

8. Kebutuhan katalisator

Jenis : Rh

Bentuk : Logam putih perak

ρ *bulk* : 1112,4 Kg/m^3

Panjang pipa : 5,93 meter

Berat Katalisator $= \dfrac{\pi \times Dt^2 \times L \times Nt \times Pbulk}{4}$

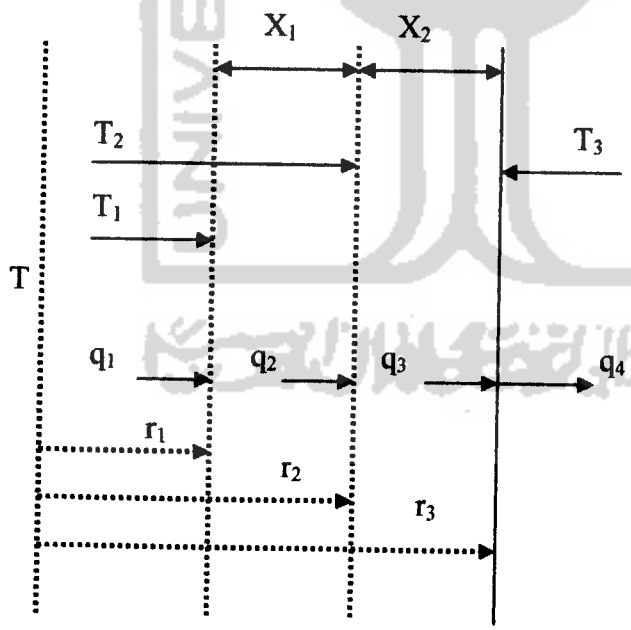
= 1655,738343 Kg

= 1,655738343 ton

9. Perhitungan Isolasi

Asumsi :

a) Keadaan steady state
b) Suhu dinding luar isolator = 50 ^{0}C
c) Suhu udara luar = 30 ^{0}C



Keterangan gambar diatas :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar isolator

x_1 = tebal plat dinding shell

x_2 = tebal isolator

T = suhu pendingin

T_1 = suhu dinding dalam shell

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu luar isolator

T_4 = suhu udara luar

Dipilih bahan : asbestos, dengan sifat-sifat *(Holman,1988)*

- ρ = 36 lb/ft^3 = 577,017667 Kg/m^3
- k = 0,129 Btu/jam ft^2 °F
- Cp = 0,25 Btu/lb °F
- ε = 0,96

data lain yang diperlukan :

- Diameter shell, D = 0,87689197 m
- Tebal dinding shell, X_1 = Do – Di = 0,0217736940 m
- Suhu dinding dalam shell, T_1 = 379,4288036 K = 222.534 °F
- Suhu isolator luar, T_3 = 50 °C = 122 °F
- Suhu udara luar, T_4 = 30 °C = 86 °F
- Bahan dinding Shell = Carbon stell SA- 212 Grade B dengan k = 25 Btu/ jam ft^2

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam shell ke dinding shell (q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (q_2)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (q_3)

- Perpindahan konveksi dan rasiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

a). menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$Tf = \frac{50+30}{2} = 40\ ^0C = 104\ ^0F = 564\ ^0R$$

Pada suhu 104 ^{0}F sifat-sifat udara adalah *(daftar A-5 Holman,1988)*

u = 1,7601 x 10^{-5} m^2/s

b = 1/(40+273) = 3,1949 x 10^{-3} K^{-1}

k = 0,0272 W/m ^{o}C

ρ = 1,1279 Kg/m^3

Pr = 0,7

Panjang reaktor = tinggi shell = 5,93 meter

$$Gr_L.Pr = \frac{g\ x\ \beta\ x\ (T_3 - T_4)xL^3}{\nu^2}\ x\ Pr$$

$$= \frac{9,8 \times 3,194910-3 \times (50-30) \times 5,93^3}{(1.7601.10-5)^2}\ x\ 0.7$$

$$= 3,13545 \times 10^{11}$$

$Gr_L.Pr > 10^9$ maka aliran *turbulen* sehingga biasa dipakai persamaan *(Daftar 7-2, Holman, 1988)* :

hc = 1,31 $(\Delta T)^{1/3}$

= 1,31 $(20)^{1/3}$

=3,52 W/m^2 C = 0,62 Btu/jam ft^2 F

b). menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos – udara dengan menggunakan persamaan berikut *(kern,1980)* :

hr (T_3-T_4) = e s $(T_3^4-T_4^4)$

$$hr = 0,96 \times 0,174.10^{-8} \times \frac{(581,67^4 - 545,67^4)}{(581,67 - 545,67)}$$

= 1,17993872 Btu/jam ^{o}R ft^2

pada keadaan steady state q1 = q2 = q3 = q4 dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan :

$$q2 = k.A1.\ \frac{(T1-T2)}{X1} = k.\ p.\ L.(D + 2.X1).\ \frac{(T1-T2)}{X1}$$

$$q3 = k.A2.\ \frac{(T2-T3)}{X2} = k.p.L.(D + 2.X1 + 2.X2).\ \frac{(T2-T3)}{X2}$$

$$q4 = (hr+hc).A3.(T3-T4) = (hr+hc).p.L.(D + 2.X1 + 2.X2).(T3-T4)$$

jika dianggap suhu permukaan shell bagian dalam sama dengan suhu rata-rata pendingin, maka :

$$T1 = \frac{(373 + 385{,}857607127)}{2} = 379{,}4288036\ K = 222{,}534\ ^oF$$

$$q2 = 25.p.L\ (0{,}87659197 + (2 \times 0{,}02177))\ .\ \frac{(222{,}534 - T_2)}{0{,}1146}$$

$$= 23{,}003484.p.L.\ \frac{(222{,}534 - T_2)}{0{,}02177}$$

$$q3 = 0.117.p.L.\ (0{,}87659197 + (2 \times 0{,}02177) + 2.X_2).\ \frac{(T_2 - 122)}{X_2}$$

$$= p.L.\ (0{,}1076563 + 0.234.X_2).\ \frac{(T_2 - 122)}{X_2}$$

$$q4 = (0{,}62 + 1{,}1799).p.L.\ (0{,}876591 + 2.\ 0{,}0217 + 2.X_2).(122-86)$$

$$= p.L\ (59{,}62299984 + 129{,}5955864\ X_2)$$

Jika q2 = q4 didapat persamaan hubungan T2 dan X2...

$$T2 = 222{,}4775645 - 0{,}122667272\ X2 \qquad \ldots.(a)$$

Jika q3 = q4 didapat persamaan hubungan T2 dan X2...

$$T2 = \frac{(59{,}62299984 + 129{,}5955864 X_2)}{(0{,}1076563 + 0{,}234 X_2)} + 122 \qquad \ldots(b)$$

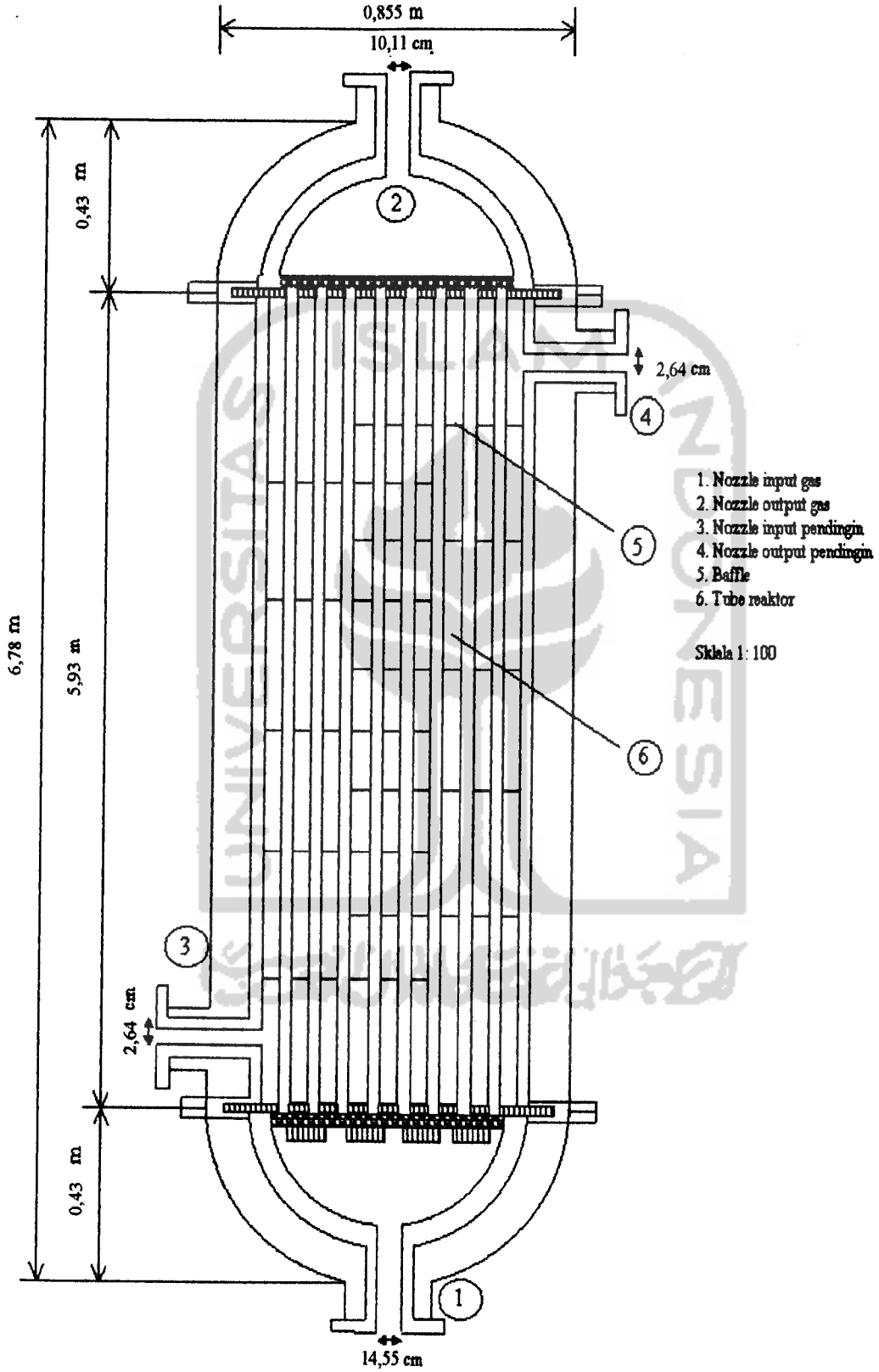
Substitusikan persamaan (a) dan (b) maka diperoleh nilai X2 sebagai berikut :

Dengan metode rumus ABC, $X_{1.2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$, jadi tebal isolasi diperoleh yaitu :

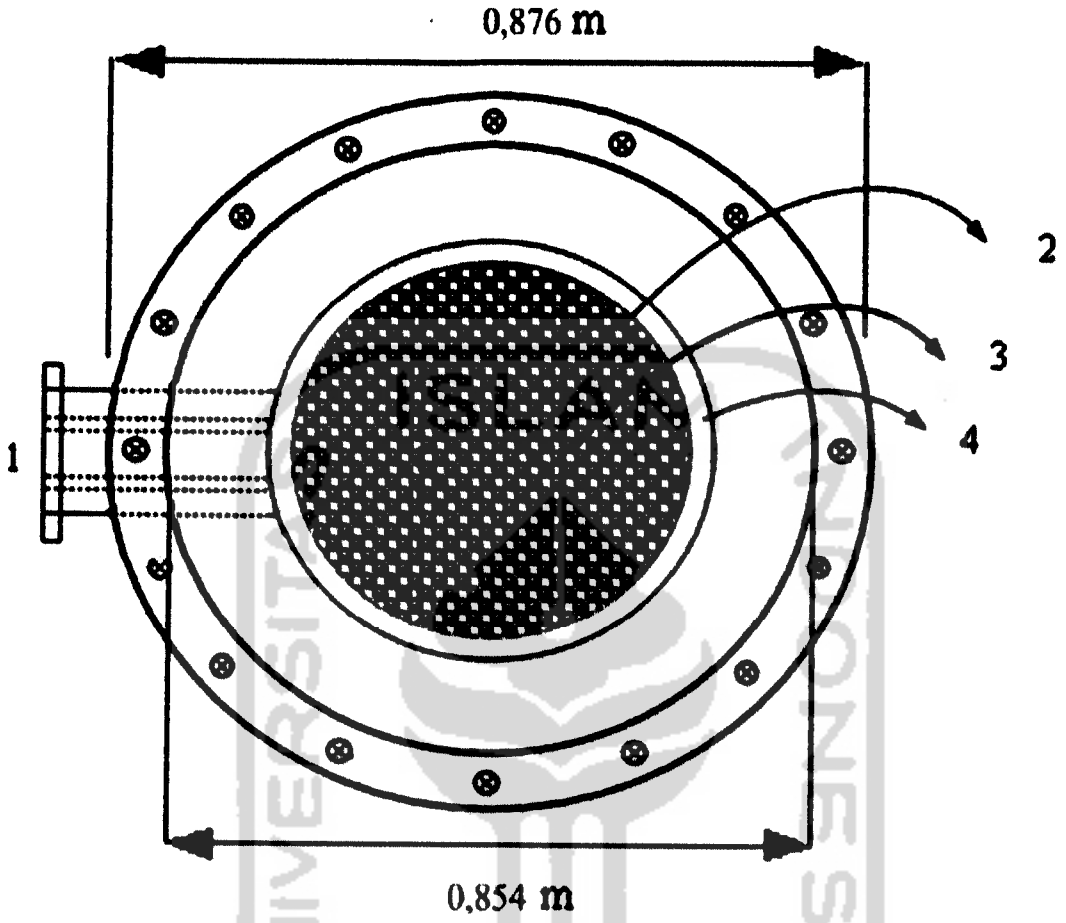
X2 = 0,181383822 ft

= 0.055288789 m

T2 = 222,4553146 °F



Gambar 1. Reaktor Fixed Bed Multitubular



Skala 1 : 50

Gambar 2. Penampamg Reaktor tampak dari atas

1. Saluran pipa pendingin keluar
2. Pipa berisi katalis (tempat gas mengalir).
3. Baffle.
4. Dinding Reaktor

MENARA DISTILASI

Tugas : Memisahkan Campuran *n-Butanol* dari *I-Butanol, n-Butanal* dan *I- butanal*

Jenis : *Sieve Tray*

DISTRIBUSI KOMPONEN PADA HASIL ATAS DAN BAWAH

Sebagai *light key component* dipilih *I-Butanol* (i-$C_4H_{10}O$) dan sebagai *heavy key component* dipilih n-*Butanol* (n-$C_4H_{10}O$) Untuk menentukan distribusi komponen diambil asumsi tidak ada komponen yang lebih ringan dari *light key* (LK) terdapat pada hasil bawah dan tidak ada komponen yang lebih berat dari *heavy key* (HK) yang terdapat di hasil atas menara.

Komposisi umpan untuk menara distilasi adalah sebagai berikut :

Dimana komposisi umpan dalam " keadaan cair jenuh atau q = 1", persamaan *Gibs*

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	titik didih °C
n - C_4H_8O	1,033747378	0,008978874	74,4298112	75
I - C_4H_8O	0,054389739	0,000472416	3,916061194	64
n - $C_4H_{10}O$	103,3557143	0,897722141	7648,32286	117,9
I - $C_4H_{10}O$	10,68722259	0,092826569	790,854472	108
total	115,131074	1	8517,523204	

Hasil yang diharapkan diharapkan

n - C_4H_8O	100%	Ke atas
I - C_4H_8O	100%	Ke atas
n - $C_4H_{10}O$	99%	Ke bawah
I - $C_4H_{10}O$	99,50%	ke atas

Distribusi komponen pada hasil atas dan bawah menara sebagai berikut:

Komponen	Hasil atas		Hasil bawah	
	kmol/jam	fraksi mol	kmol/jam	fraksi mol
n - C_4H_8O	1,033747378	0,081043388	0	0
I - C_4H_8O	0,054389739	0,004264029	0	0
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	1,033557143	0,081028474	102,3221572	0,999478039
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	10,63378648	0,833664109	0,053436113	0,000521961
total	12,75548074	1	102,3755933	1

DATA TEKANAN UAP MURNI

Data tekanan uap murni untuk tiap komponen didapat dengan persamaan tekanan uap *Antoine (Reid, 1991).*

$$\ln P^0 = A - \frac{B}{T + C}$$

Dengan : P^0 = tekanan uap murni, mmHg

A, B dan C = *Antoine vapor-pressure-equation coefficients*

T = suhu uap, K

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan *Antoine* modifikasi :

Komponen	A	B	C
n - C_4H_8O	16,1668	2839,09	-50,15
I - C_4H_8O	15,9888	2676,98	-51,15
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	17,216	3137,02	-94,43
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	16,8712	2874,73	-100,3

PERHITUNGAN DEW POINT DAN BUBBLE POINT

Bubble point dan *dew point* dihitung dengan persamaan berikut:

Bubble point : $\Sigma Y_i = \Sigma K_i . X_i = 1$

Dew point : $\Sigma X_i = \Sigma Y_i / K_i = 1$

dengan: Y_i = fraksi mol uap

X_i = fraksi mol cairan

K_i = konstanta keseimbangan uap-cair

Diambil asumsi bahwa larutan yang ada adalah larutan ideal dan uap yang ada berlaku sebagai gas ideal sehingga fugasitas gas dan aktifitas larutan dianggap sama dengan satu. Berlaku persamaan:

$$K_i = P_{vpri} / P$$

dengan P = tekanan total menara, mmHg

P_{vpri} = tekanan uap komponen i, mmHg

Volatilitas realtif komponen i (αi) terhadap *heavy key* dihitung dengan persamaan:

$$\alpha_i = K_i / K_{HK}$$

Kondisi Operasi puncak

T = 107,6024 °C

P = 1 atm

Komponen	Yi	Pi	Ki	Xi = Yi/Ki	ai = (Ki/KHk)
n - C_4H_8O	0,081043388	1949,39424	2,564992421	0,031595956	3,748175853
I - C_4H_8O	0,004264029	2599,968909	3,421011722	0,001246423	4,99906098
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	0,081028474	520,091457	0,684330864	0,118405407	1
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	0,833664109	746,4896254	0,982223191	0,848752214	1,435304532
total	1			1	

Kondisi operasi umpan

T = 117,5749 °C

P = 1,05 atm

Komponen	Xi	Pi	Ki	Yi = Xi*Ki	ai = (Ki/KHk)
n - C_4H_8O	0,008978874	2507,292333	3,141970342	0,028211355	3,332798065
I - C_4H_8O	0,000472416	3301,030933	4,136630242	0,001954209	4,387868683
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	0,897722141	752,3085059	0,942742489	0,846320806	1
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	0,092826569	1061,806742	1,330584889	0,12351363	1,411398028
total	1			1	

Kondisi operasi dasar

T = 119,7609 °C

P = 1,07 atm

Komponen	Xi	Pi	Ki	Yi = Xi*Ki	ai = (Ki/KHk)
n - C_4H_8O	0	2644,323159	3,251750072	0	3,252439737
I - C_4H_8O	0	3471,904587	4,269435056	0	4,270340562
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	0,999478039	813,0275647	0,999787955	0,999266104	1
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	0,000521961	1143,387741	1,406035097	0,000733896	1,406333304
total	1			1	

JUMLAH STAGE MINIMUM

Jumlah *stage* minimum dihitung secara *short-cut* dengan persamaan Fenske (Coulson & Richardson, 1989):

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right]_b}{\log \alpha_{LK}}$$

Log α_{LK} diperoleh dengan

$$\text{Log}\,\alpha_{LK} = \sqrt{(\alpha_i)_d \; x(\alpha_i)_b}$$

dengan : Nm = jumlah *stage* minimum

x_{LK} , x_{HK} = fraksi mol *light key* dan *heavy key component*

α_{LK} = volatilitas relatif *light key*

d, b = distilat dan *bottom* produk

diperoleh α_{LK} = 2,6329865

N_{min} = 9,8419

RASIO REFLUKS MINIMUM

Rasio refluks minimum secara *short-cut* dapat dihitung dengan persamaan Underwood (Coulson & Richardson, 1989):

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

dengan : α_i = volatilitas relatif komponen I

R_m = rasio refluks minimum

$x_{i,d}$ = fraksi mol i pada distilat

Komponen	Xid	ai	ai* Xid	(ai* Xid)/(ai -θ)
n - C_4H_8O	0,081043388	3,500307795	0,283676804	-0,251603807
I - C_4H_8O	0,004264029	4,634700771	0,019762498	2,856362196
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	0,081028474	1	0,081028474	-0,022335541
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	0,833664109	1,420818918	1,184485737	-0,369348104
total	1			2,213074744

$R_{min}+1$ = 2,213074744

R_{min} = 1,213074744

$$\frac{R\,\text{min}}{R\,\text{min}+1} = 0{,}548139979$$

R op berkisar antara 1,2-1,5*R_{min}

Diambil R = 1,5* R_{min}

= 1,819612115

θ diperoleh dengan cara *trial and error* dengan persamaan:

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

di dapatkan θ = 4,627782

α_i yang digunakan dalam menentukan rasio refluks minimum ini adalah komposisi umpan, ai = Ki/KHk *(feed).*

dengan : $x_{i,f}$ = fraksi mol komponen i pada umpan

$$q = \frac{panas\ \ penguapan\ \ 1\ \ mol\ \ umpan}{panas\ \ laten\ \ molar\ \ umpan}$$

Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh, maka q = 1

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

Komponen	Xif	ai	ai* Xif	(ai* Xif)/(ai -θ)
n - C_4H_8O	0,008978874	3,500307795	0,031428822	-0,027875424
I - C_4H_8O	0,000472416	4,634700771	0,002189506	0,316459073
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	0,897722141	1	0,897722141	-0,247457576
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	0,092826569	1,420818918	0,131889745	-0,041126057
total	1			1,65056E-08

MENGHITUNG PLATE TEORITIS

Menghitung Jumlah Plate Teoritis (Persamaan Gilliland) :

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) < 0.125$ berlaku,

$$\left(\frac{N-Nm}{N+1}\right) = 0.5039 - 0.5968.\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) - 0.0908.\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$$

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) > 0.125$ berlaku,

$$\left(\frac{N-Nm}{N+1}\right) = 0.6257 - 0.9868.\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) + 0.5160.\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) - 0.1738.\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$$

Sehingga $\frac{R-Rm}{R+1} = 0{,}27406999 > 1{,}25$

$$\frac{N-Nm}{N+1} = 0{,}449034485$$

N = 18,67799295

N ≈ 19

PENENTUAN FEED PLATE

Penentuan Feed Plate

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan feed plate adalah persamaan Kirkbride : *Mencari letak feed point dg pers. Kirkbride (eq. 11.62, p.422, Coulson, 1989)*

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206\log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dengan :

Nr = jumlah plate di enriching section (termasuk kondenser).

Ns = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

Log $\frac{Nr}{Ns}$ = -0,962905886

$\frac{Nr}{Ns}$ = 0,381781858 Ns = Np / ((Nr / Ns) +1) =

Ns = $\frac{Np}{\left(\frac{Nr}{Ns}\right)+1}$ = 13,75036146

Nr = Np - Ns

= 5,249638544

jadi umpan masuk pada plate ke 6 (antara plate ke 5 dan plate ke 6)

PERHITUNGAN EFISIENSI TOTAL DAN JUMLAH PLATE AKTUAL

Perhitungan Efisiensi Kolom Total dan Jumlah Plate Aktual

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total . adalah Korelasi O'Connell. Efisiensi kolom merupakan fungsi dari viskositas

Dimana : $E_o = 51 - 32.5\log(\mu_a \alpha_a)$

μa = Viskositas rata-rata molar cairan.

αa = Volatilitas rata-rata komponen light key

T rata-rata = T dew + T buble

= 113,6816497 °C

Komponen	Xi	μ	μ. Xi
n - C_4H_8O	0,008978874	0,137764722	0,001236972
I - C_4H_8O	0,000472416	0,154697066	7,30813E-05
n - $C_4H_{10}O$ (HK)	0,897722141	0,337011441	0,302542633
I - $C_4H_{10}O$ (LK)	0,092826569	0,310888608	0,028858723
total	1		0,332711409

Di dapat Eo = 61,5760248 %

= 0,615760248

$$N\ act = \frac{N}{Eo}$$

Dimana :

Nact : jumlah plate aktual

N : jumlah plate teoritis

Eo : efisiensi kolom

Sehingga N actual = 30,33322305 plate

Diambil = 31 plate

Untuk perhitungan Menara Distilasi secara *Short-cut* dapat dilihat di lembar hasil perhitungan.

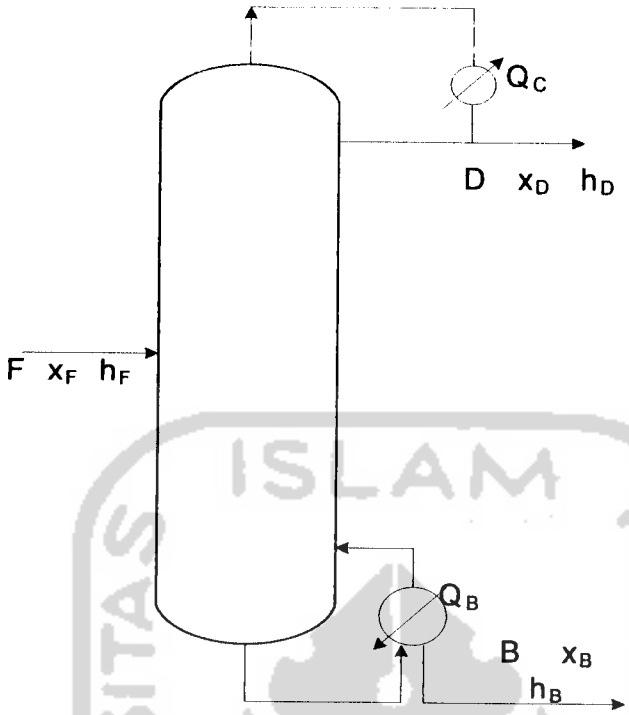
PERHITUNGAN PLATE TO PLATE

Pada perhitungan *plate to plate* menara distilasi mengambil asumsi sebagai berikut:

1. Umpan dalam keadaan cair jenuh q = 1
2. Tidak ada panas yang hilang ke sekeliling
3. *Constant molar overflow* (perbandingan L/V konstan)

2. Neraca Massa dan Neraca Panas

a. Neraca massa dan panas seluruh menara distilasi



Gambar 1. Aliran-aliran disekitar menara distilasi

Neraca massa total seluruh menara distilasi

$$F = D + B$$

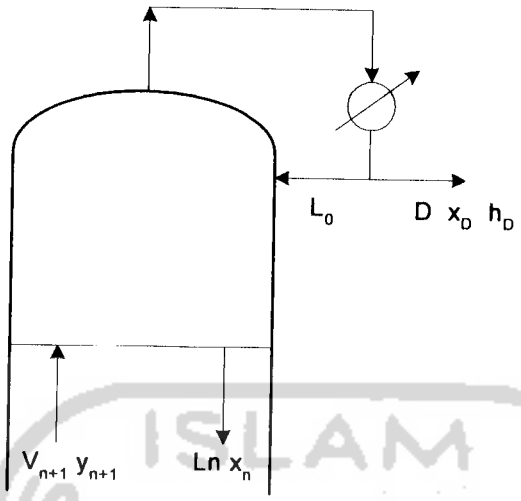
Neraca massa komponen i seluruh menara distilasi

$$F.x_F = D.x_D + B.x_B$$

Neraca panas total seluruh menara distilasi

$$F.H_F + Q_B = D.h_D + B.h_B + Q$$

b. Neraca massa dan neraca panas enriching section



Gambar 2. Aliran pada enriching section

Rasio refluks : $R = L_0 / D$

Neraca massa total sekitar kondenser

$$V_1 = L_0 + D$$

$$V_1 = D.(R + 1)$$

Neraca massa komponen i sekitar kondenser

$$V_1.y_1 = D.x_D.(R + 1)$$

Neraca massa total *enriching section*

$$V_{n+1} = D + L_n$$

Neraca massa komponen i *enriching section*

$$V_{n+1}.y_{n+1} = D.x_D + L_n.x_n$$

Neraca panas *enriching section*

$$V_{n+1}.H_{n+1} = D.h_D + L_n.h_n + Q_c$$

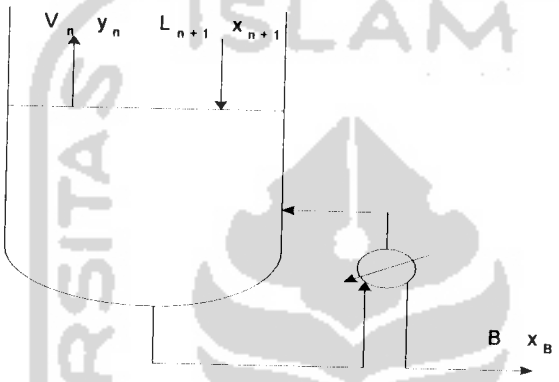
Maka:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D}{L_n + D} x_d$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_d \quad \text{, atau tanpa } \textit{subcripts}$$

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_d$$

c. Neraca massa dan neraca panas stripping section



Gambar 3. Aliran pada stripping section

Neraca massa total *stripping section*

$$L_{n+1} = B + V_n$$

Neraca massa komponen i *stripping section*

$$L_{n+1}.x_{n+1} = B.x_B + V_n.y_n$$

Neraca panas *stripping section*

$$L_{n+1}.h_{n+1} + Q_B = B.h_B + V_n.H_n$$

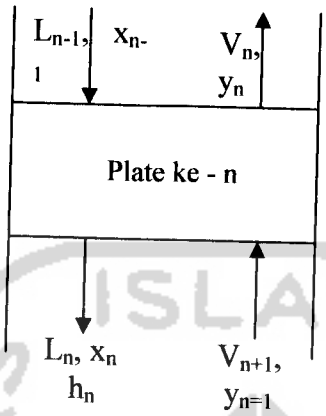
maka:

$$x_{n+1} = \frac{V_n}{V_n + B} y_n + \frac{B}{V_n + B} x_B$$

$$y = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_{n+1} - \frac{B}{V_{n+1}} x_b \quad \text{, atau tanpa } \textit{subcripts}$$

$$y = \frac{L'}{V'} x_{n+1} - \frac{B}{V'} x_b$$

d. Neraca massa pada plate ke – n



Gambar 4. Aliran pada plate ke – n

Neraca massa total

$$L_{n-1} + V_{n+1} = L_n + V_n$$

Neraca massa komponen i

$$L_{n-1}.x_{n-1} + V_{n+1}.y_{n+1} = L_n.x_n + V_n.y_n$$

dengan : F, D, B = aliran molal *feed, distilat*, dan *bottom*

x_F, x_D, x_B = fraksi mol *feed, distilat*, dan *bottom*

V = aliran uap

L = aliran cairan

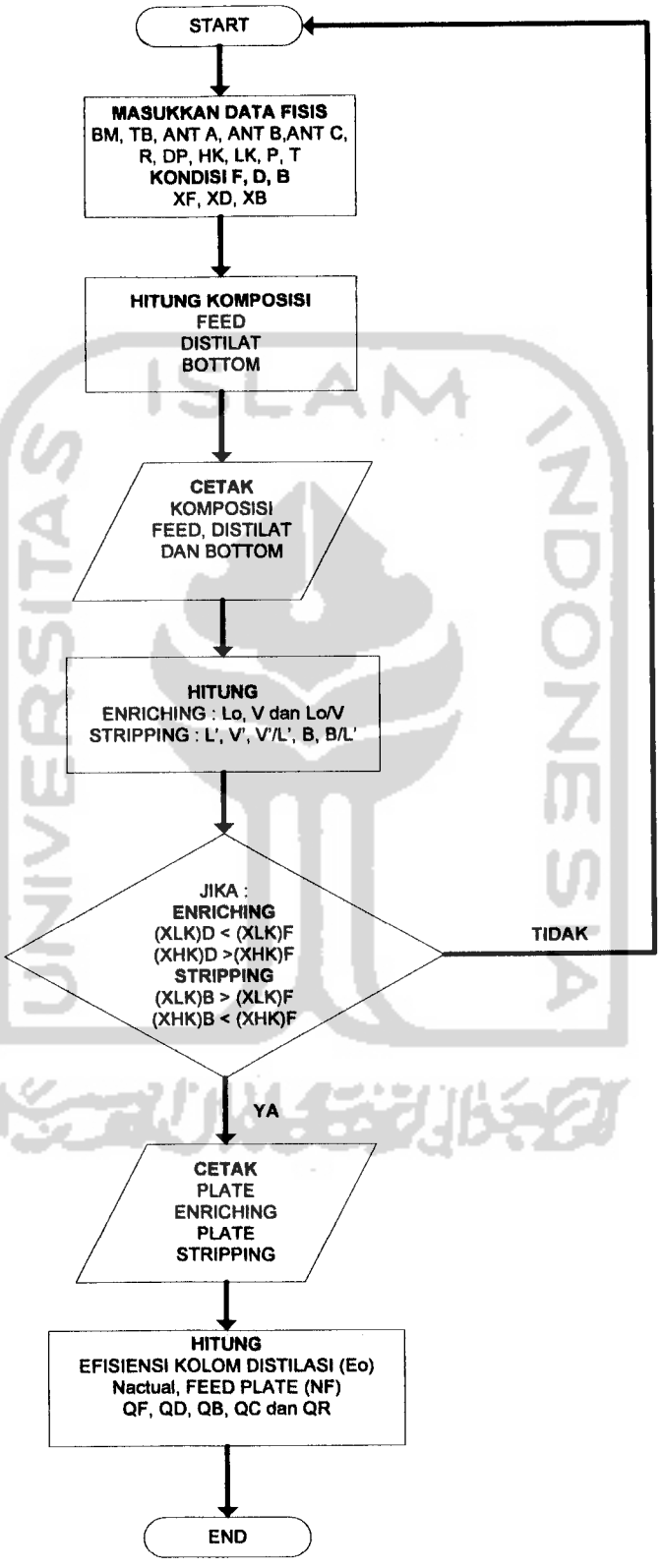
n = *plate*

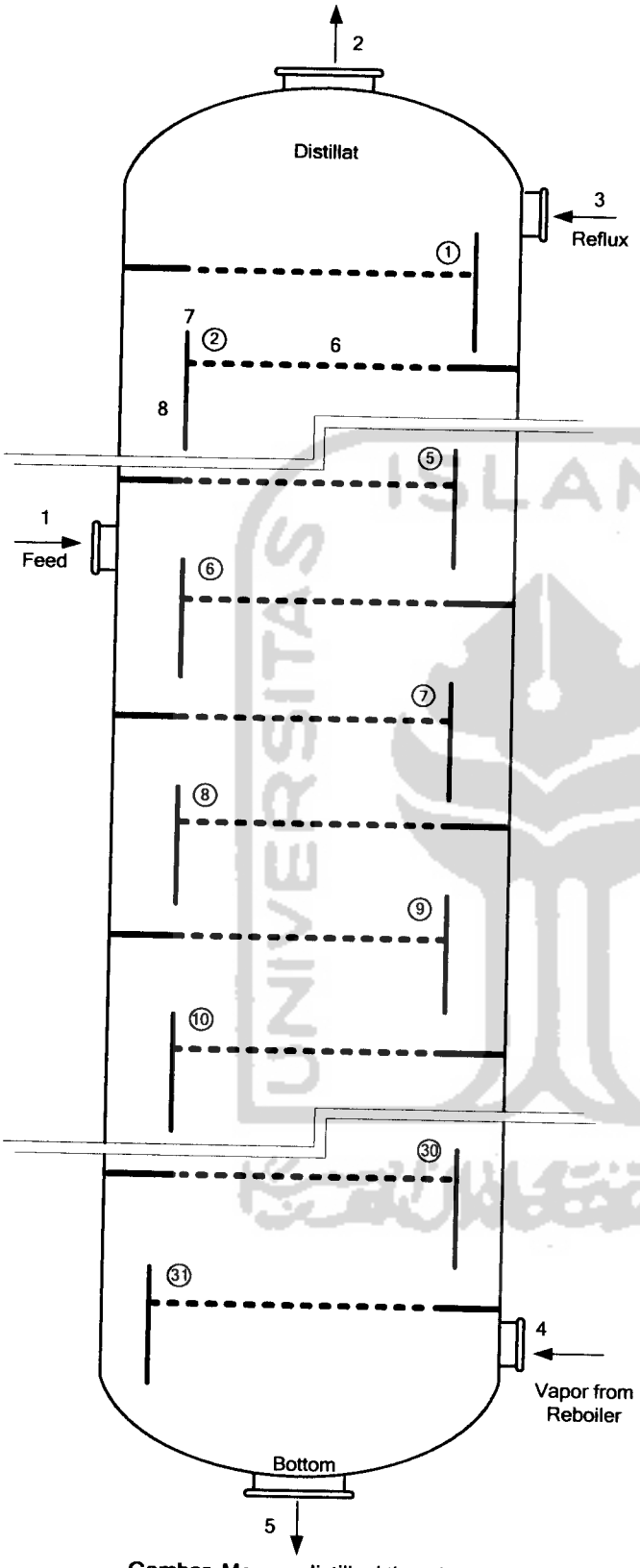
Program Komputer dan Hasil Perhitungan

Algoritma perhitungan menara distilasi dengan cara *plate to plate* adalah sebagai berikut:

(dapat dilihat pada flow chart dibawah ini)

FLOW CHART PERHITUNGAN 'PLATE TO PLATE' MENARA DISTILASI





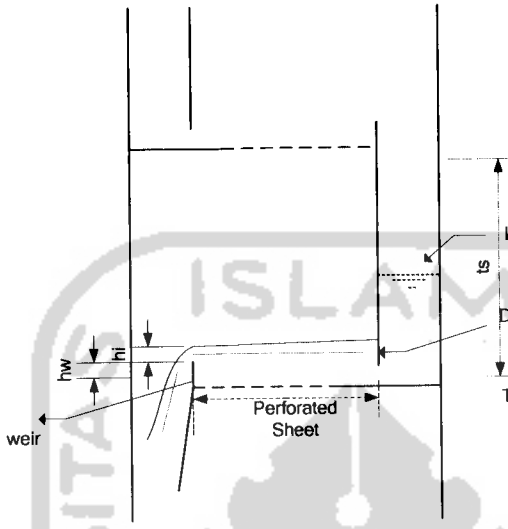
Keterangan :

1. Nozzle feed
2. Nozzle distillat
3. Nozzle reflux
4. Nozzle uap dari reboiler
5. Nozzle bottom
6. Sieve tray
7. Weir
8. Downcomer

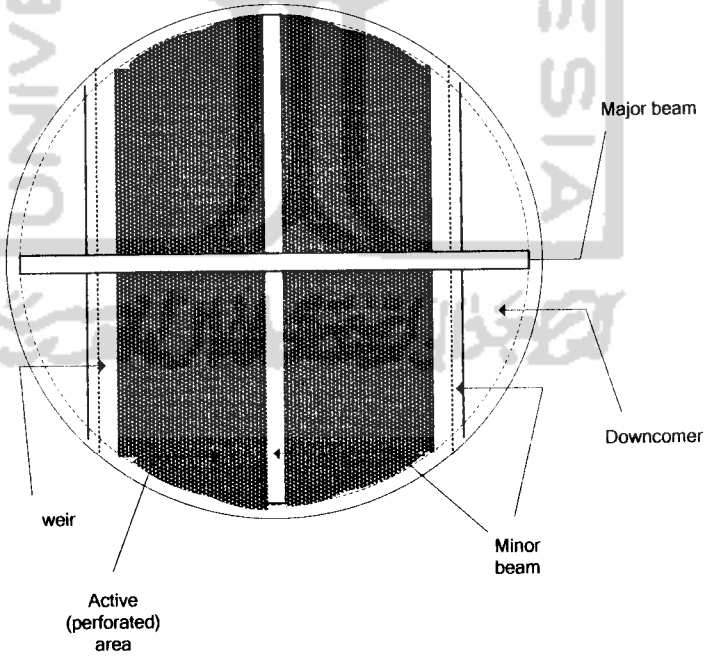
◯ Nomor plate

Gambar. Menara distillasi tipe sieve tray

GAMBAR 2. MENARA DISTILASI



Gambar Menara Distilasi
Tampak Depan



Gambar Menara Distilasi
Tampak Atas