

**PRA RANCANGAN PABRIK  
MANITOL DARI FRUKTOSA DENGAN PROSES  
HIDROGENASI KATALITIK KAPASITAS  
6.000 TON/TAHUN**

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



**Oleh :**

**Nama : Muhammad Ikhwan S.**

**NIM : 16521123**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**2022**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Ikhwan S.

Nama : -

NIM : 16521123

NIM : -

Yogyakarta, Oktober 2022

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

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

Td. Tangan



Muhammad Ikhwan S.  
NIM. 16521123

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK  
MANITOL DARI FRUKTOSA DENGAN PROSES HIDROGENASI KATALITIK  
KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN  
PERANCANGAN PABRIK**



Oleh :

Nama : Muhammad Ikhwan S.

Nama : -

NIM : 16521123

NIM : -

Yogyakarta, Oktober 2022

Pembimbing 1,

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

**Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.**  
**NIK. 1052101**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK**  
**MANITOL DARI FRUKTOSA DENGAN PROSES HIDROGENASI KATALITIK**  
**KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN**  
**PERANCANGAN PABRIK**

OLEH :

Nama : Muhammad Ikhwan S.

Nama : -

NIM : 16521123

NIM : -

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

Yogyakarta, 3 Juli 2023

Tim Penguji,

Dyah Retno Sawitri S.T., M.Eng

Ifa Puspasari S.T., M.Eng., Ph.D  
Anggota 1

Umi Rofiqah S.T., M.T  
Anggota 2

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Cholita Tamzysi, S.T., M.Eng.

NIP 185210101

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum wr.wb*

Segala puji bagi Allah, S.W.T yang mana telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir berjudul “Pra Rancangan Pabrik Manitol Dari Fruktosa Dengan Proses Hidrogenasi Katalitik Kapasitas 6.000 Ton/Tahun”, dapat diselesaikan dengan baik pada waktu yang ditentukan. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk menyelesaikan pendidikan sarjana sesuai dengan kurikulum yang telah ditetapkan oleh Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dengan terselesaikannya tugas akhir ini, penulis mengucapkan terimakasih kepada :

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada Hamba-Mu sehingga dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir
2. Orangtua dan keluarga atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan moril maupun materil yang telah diberikan sejauh ini
3. Ibu Ifa Puspasari S.T., M.Eng, Ph.D. Selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng selaku Ketua Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahilahi bil'amin.

Dengan rasa syukur yang mendalam, dengan hilangnya banyak waktu, tenaga, materi baik materi fisik maupun materi rohani, dan dengan bantuan serta dukungan dari semua pihak yang terlibat baik secara langsung maupun tidak langsung atas terselesaikannya tugas akhir ini. Saya Muhammad Ikhwan Sabdana selaku penulis dari Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Manitol Dari Fruktosa Dengan Proses Hidrogenasi Katalitik Kapasitas 6.000 Ton/Tahun” mengucapkan terima kasih dan mempersembahkan karya ini untuk :

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan kesehatan, kesabaran, petunjuk, serta rizki-rizki lain yang tidak bisa diukur dengan pengukuran manusia kepada penulis, sehingga penulis menyelesaikan studi di jalan Allah. Semoga ilmu yang berhasil diterima dapat berguna bagi sesama manusia. Amin, amin, ya rabbal'amin.
2. Ibunda Sumiyati S.E. yang telah berkorban dengan bekerja sebagai wanita karir sekaligus ibu rumah tangga, saya selaku penulis mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya yang terus mendukung penulis mulai dari lahir, tumbuh berkembang, bersekolah, dan akhirnya mengantarkannya ke gerbang Sarjana dan Insya Allah jika diberikan kesempatan akan naik ke Magister (S2).
3. Ayahanda Drs. Burhan Sabdana, S.Pd. yang selalu memberikan dukungan baik dukungan fisik, moral, maupun dukungan materi kepada penulis. Sebagai lulusan ilmu eksakta dan mempunyai keluarga yang berkecimpung di bidang ilmu eksakta, akhirnya

harapan untuk meneruskan dan membawa “Bendera” ilmu eksakta berkibar kembali di keluarga besar penulis.

4. Almarhumah Sarjiyati, nenek saya dari keluarga ayah yang sudah meninggal dunia, terimakasih atas semua doa mu selama engkau masih hidup. Maaf saya tidak bisa lulus tepat pada waktunya dikarenakan banyaknya hambatan-hambatan yang terjadi. Semoga karya ini dan doa yang saya panjatkan bisa membahagiakan nenek walau sudah beda dunia

5. Kakek saya, Wahyudi, yang Insya Allah masih sehat wal afiat walau sudah semakin tua dan semakin tak berdaya. Terimakasih atas doanya dan terimakasih atas segala waktu yang dicurahkan kepada penulis selama penulis masih kecil hingga dewasa. Saya mungkin belum bekerja dan belum bisa memberikan hadiah lain selain karya ini.

6. Nenek saya, Ngatini, yang Insya Allah masih sehat wal afiat walau sudah semakin tua dan tak berdaya. Terimakasih atas doanya dan terimakasih atas segala waktu yang dicurahkan kepada penulis selama penulis masih kecil hingga dewasa. Saya mungkin belum bekerja dan belum bisa memberikan hadiah lain selain karya ini.

7. Saudara-Saudara saya baik yang sudah berkeluarga, lulus S1, berkuliah, maupun yang masih bersekolah. Terima kasih atas semua dukungan kalian sehingga saya akhirnya bisa menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik

8. Ibu Dyah Retno Sawitri, S.T. M.Eng selaku dosen pembimbing pengganti yang membantu kelancaran pengerjaan Tugas Akhir dan membantu proses pengajuan syarat mengikuti ujian pendadaran menjadi lebih mudah. Sehingga, karya ini sebagai pertama dan satu-satunya prarancangan pabrik manitol yang sampai pada tahun 2023 ini belum ada yang berani mengerjakannya atau membuatnya

9. Teman-teman saya yang meskipun tinggal di beda pulau, beda provinsi beda kota, dan mungkin beda pandangan. Terima kasih juga karena atas dukungan kalian walau secara tidak langsung dapat membantu saya menyelesaikan tugas akhir ini

10. TK ABA Nitikan, SD Muhammadiyah Karang Kajen 2, SMP Negeri 9 Yogyakarta, SMA Negeri 5 Yogyakarta, dan tak lupa Universitas Islam Indonesia selaku instansi pendidikan yang telah mengantarkan saya yang awalnya tidak tahu dan tidak memiliki ilmu menjadi tahu dan berilmu, tak lupa juga dengan guru-guru, dosen-dosen, serta pembimbing lembimjar yang telah berjasa membimbing saya agar dapat lulus di setiap jenjang pendidikan dengan nilai baik dan memuaskan. Maaf bila saya dulu masih nakal, membuat marah, membuat kekacauan, dll yang tidak mengenakan hati.

11. Kucing-kucing saya baik yang sudah meninggal maupun yang masih hidup, meskipun kalian tidak bisa berbicara selain mengeong. Terima kasih karena tanpa kalian penulis mungkin akan kesepian dan patah semangat. Kalian memang bisa menjadi teman yang baik dan kadang menjadi pereda stres karena kerasnya kehidupan

## MOTTO HIDUP

"Do or Do Not, There is no try !!! . . . . .Yoda"

"Mercy is human luxury, and responsibility. . . . . Ahri"

"Start what you can finish, and finish what you already  
started"

"Life is war, and book is your weapon..!!"

"Hidup itu perjuangan, So NEVER GIVE UP"

"Maju terus pantang mundur, meskipun harus melompati  
galaksi"

"Semangat seperti Api, Teguh seperti Logam, Lembut seperti  
Sutra"

## DAFTAR ISI

|                                                  |     |
|--------------------------------------------------|-----|
| Judul .....                                      | i   |
| Lembar Penryataan keaslian.....                  | ii  |
| Lembar Pengesahan Pembimbing .....               | iii |
| Lembar Pengesahan Penguji .....                  | iv  |
| Kata Pengantar .....                             | v   |
| Lembar Persembahan .....                         | vi  |
| Motto Hidup .....                                | ix  |
| Daftar Isi.....                                  | x   |
| Daftar Tabel.....                                | xii |
| Daftar Gambar.....                               | xiv |
| Daftar Lampiran .....                            | xv  |
| Abstrak .....                                    | xvi |
| BAB I PENDAHULUAN .....                          | 1   |
| 1.1 Latar Belakang.....                          | 1   |
| 1.2 Perancangan Kapasitas ProduksiTinjauan ..... | 11  |
| 1.3 Tinjauan Pustaka.....                        | 16  |
| 1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika .....    | 23  |
| BAB II PERANCANGAN PRODUK .....                  | 34  |
| 2.1 Spesifikasi Produk .....                     | 34  |
| 2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....                 | 36  |
| 2.3 Pengendalian Kualitas.....                   | 40  |
| BAB III PERANCANGAN PROSES .....                 | 44  |
| 3.1 Diagram Alir.....                            | 44  |
| 3.2 Uraian Proses .....                          | 46  |
| 3.3 Spesifikasi Alat.....                        | 49  |
| 3.4 Neraca Massa.....                            | 68  |
| 3.5 Neraca Energi .....                          | 68  |

|                                                         |     |
|---------------------------------------------------------|-----|
| BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....                         | 70  |
| 4.1 Lokasi Pabrik .....                                 | 70  |
| 4.2 Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ) .....     | 72  |
| 4.3 Tata Letak Alat Proses .....                        | 76  |
| 4.4 Organisasi Perusahaan .....                         | 78  |
| 4.5 Perawatan ( <i>maintenance</i> ) .....              | 92  |
| BAB V UTILITAS .....                                    | 93  |
| 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....            | 94  |
| 5.2 Unit Pembangkit Steam .....                         | 101 |
| 5.3 Unit Pembangkit Listrik.....                        | 102 |
| 5.4 Unit Penyedia Udara Tekan.....                      | 104 |
| 5.5 Unit Pemyedia Bahan Bakar.....                      | 104 |
| 5.6 Unit Pengolahan Limbah .....                        | 104 |
| 5.7 Unit Pengolahan <i>Referigerant / Coolant</i> ..... | 104 |
| BAB VI EVALUASI EKONOMI .....                           | 105 |
| BAB VII KESIMPULAN & SARAN .....                        | 119 |
| DAFTAR PUSTAKA .....                                    | 120 |
| LAMPIRAN .....                                          | 123 |

## DAFTAR TABEL

|                                                                                            |     |
|--------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabel 1.1 Data Impor Manitol Indonesia.....                                                | 13  |
| Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Manitol di China .....                                          | 16  |
| Tabel 1.3 Perbandingan Metode Pembuatan Manitol.....                                       | 21  |
| Tabel 1.4 Data Percobaan Manitol .....                                                     | 24  |
| Tabel 1.5 Data Manitol Yang Terbentuk .....                                                | 25  |
| Tabel 1.6 Hasil Konversi Konsentrasi Manitol Dari $\mu\text{g/ml}$ ke $\text{mg/ml}$ ..... | 25  |
| Tabel 1.7 Hasil Konversi Konsentrasi Manitol Dari $\text{mg/ml}$ ke $\text{mmol/ml}$ ..... | 26  |
| Tabel 1.8 Perubahan Konsentrasi Fruktosa per Satuan Waktu.....                             | 27  |
| Tabel 1.9 Nilai Logaritma Natural Dari Perubahan Konsentrasi Waktu.....                    | 27  |
| Tabel 1.10 Perbandingan Waktu vs Nilai Logaritma Natural .....                             | 27  |
| Tabel 1.11 Nilai Energi Bebas Gibbs Dari Perhitungan Joback.....                           | 31  |
| Tabel 2.1 Sifat – Sifat Fisik Manitol.....                                                 | 35  |
| Tabel 2.2 Sifat – Sifat Fisik Fruktosa .....                                               | 36  |
| Tabel 2.3 Sifat – Fisik Hidrogen.....                                                      | 38  |
| Tabel 4.1 Perhitungan Luas tanah dan Bangunan .....                                        | 74  |
| Tabel 4.2 Penggajian Karyawan .....                                                        | 88  |
| Tabel 4.3 Pembagian Shift Karyawan .....                                                   | 89  |
| Tabel 4.4 Perincian Minimal Jenjang Pendidikan .....                                       | 91  |
| Tabel 5.1 Kebutuhan Air Untuk Pembangkit Steam .....                                       | 99  |
| Tabel 5.2 Kebutuhan Air Untuk Pendingin .....                                              | 100 |
| Tabel 5.3 Kebutuhan Air Per Orang .....                                                    | 100 |
| Tabel 5.4 Kebutuhan Air Per Fasilitas .....                                                | 100 |
| Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Proses.....                                                    | 102 |
| Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Utilitas .....                                                 | 103 |
| Tabel 6.1 Perhitungan Harga Alat Proses.....                                               | 108 |
| Tabel 6.2 Perhitungan Harga Alat Utilitas.....                                             | 109 |

|                                                    |     |
|----------------------------------------------------|-----|
| Tabel 6.3 <i>Physical Plant Cost</i> .....         | 111 |
| Tabel 6.4 <i>Fix Capital Investment</i> .....      | 111 |
| Tabel 6.5 <i>Working Capital Investment</i> .....  | 111 |
| Tabel 6.6 <i>Direct Manufacturing Cost</i> .....   | 112 |
| Tabel 6.7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> ..... | 112 |
| Tabel 6.8 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> .....    | 113 |
| Tabel 6.9 <i>Total Manufacturing Cost</i> .....    | 113 |
| Tabel 6.10 <i>General Expense</i> .....            | 113 |
| Tabel 6.11 <i>Annual Fix Cost (FA)</i> .....       | 115 |
| Tabel 6.12 <i>Annual Regulated Cost (RA)</i> ..... | 115 |
| Tabel 6.13 <i>Annual Variable Cost (VA)</i> .....  | 115 |
| Tabel 6.14 <i>Annual Sales Cost (SA)</i> .....     | 116 |

## DAFTAR GAMBAR

|                                                         |     |
|---------------------------------------------------------|-----|
| Gambar 1.1 Struktur Atom Manitol dan Sorbitol .....     | 5   |
| Gambar 1.2 Struktur Atom Gula Monosakarida.....         | 6   |
| Gambar 1.3 Diagram/Grafik Impor Manitol Indonesia ..... | 14  |
| Gambar 2.1 Struktur Molekul Manitol .....               | 35  |
| Gambar 2.2 Struktur Molekul Fruktosa .....              | 36  |
| Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif .....                | 44  |
| Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif .....               | 45  |
| Gambar 4.1 Perkiraan Lokasi Pabrik .....                | 71  |
| Gambar 4.2 Denah Pabrik .....                           | 75  |
| Gambar 4.3 Denah Lay Out Alat – Alat Pabrik .....       | 77  |
| Gambar 4.4 Struktur Organisasi .....                    | 82  |
| Gambar 6.1 Tahun vs Indeks Harga .....                  | 107 |
| Gambar 6.2 Grafik BEP & SDP vs Kapasitas .....          | 118 |

## DAFTAR LAMPIRAN

|                              |     |
|------------------------------|-----|
| A1 Perancangan Reaktor ..... | 123 |
| A2 PEFD .....                | 155 |

## ABSTRAK

Pemanis adalah salah satu barang yang sering dikonsumsi oleh manusia. Pemanis yang paling mudah dijumpai di kehidupan sehari-hari adalah pemanis sukrosa yang diambil dari sari tanaman tebu. Meskipun begitu harganya yang cukup mahal per kilogramnya membuat manusia membuat pemanis tiruan yang kadar manisnya mampu menyamai atau melebihi manis gula sukrosa. Ada yang setengah kali lebih manis ada yang tiga ratus kali lebih manis. Manitol adalah salah satu pemanis buatan yang dibuat manusia dengan cara menambahkan hidrogen ke gugus hidroksil yang bebas. Manitol juga berkerabat dengan Sorbitol atau lebih dikenal dengan istilah isomer. Baik manitol dan sorbitol memiliki rumus kimia yang sama yaitu  $C_6H_{14}O_6$  hanya saja berbeda di posisi mana hidrogen adisi terikat di rantai karbon kedua. Meskipun mirip penggunaan Manitol di kehidupan sehari-hari lebih terbatas dan spesifik. Ketika sorbitol lebih sering digunakan untuk keperluan pangan sebagai pemanis buatan. Manitol di lain sisi lebih ke arah pengobatan medis. Terutama untuk mengurangi tekanan intrakranial, edema, pengobatan penyakit ginjal dan lain-lain. Hal ini dikarenakan manitol memiliki efek samping bila dikonsumsi berlebihan seperti gelisah, mual, sakit perut, diare, dan lain-lain. Prarancangan pabrik manitol ini menggunakan metode hidrogenasi katalitik dengan menggunakan bahan baku fruktosa yang sudah umum digunakan oleh banyak pabrik dan gas hidrogen sebagai bahan adisi, proses hidrogenasi adalah proses penambahan gas hidrogen ke larutan target dengan menyempatkan gas hidrogen melalui kolom larutan dibantu dengan katalis raney nikel yang akan menghasilkan manitol berbanding dengan sorbitol sebanyak 50 : 50. Pada prarancangan pabrik ini didapat evaluasi ekonomi dengan harga jual kurang lebih \$18 didapat ROI sesudah pajak sebesar 27,32 %, POT Setelah Pajak Sebesar 2,83 tahun BEP pada 25,26 % dan SDP pada 8,58 % kapasitas serta nilai DCFR sebesar 9 %. Sehingga prarancangan pabrik ini dinyatakan layak untuk didirikan.

Kata kunci : Hidrogenasi, Kebutuhan Manitol, Manitol, Pemanis, Penggunaan Manitol

## ABSTRACT

Sweetener is one of the commonly consumed products by humans. The most easily found sweetener in daily life is sucrose sweetener extracted from sugarcane. However, its relatively high price per kilogram has led humans to create artificial sweeteners that can match or exceed the sweetness of sucrose sugar. Some are half as sweet, while others are three hundred times sweeter. Mannitol is one of the artificial sweeteners created by humans by adding hydrogen to free hydroxyl groups. Mannitol is also related to Sorbitol, which is known as an isomer. Both mannitol and sorbitol have the same chemical formula,  $C_6H_{14}O_6$ , but differ in the position of hydrogen attached to the second carbon chain. Although similar, the use of mannitol in daily life is more limited and specific, primarily used for medical purposes. It is mainly used to reduce intracranial pressure, edema, treat kidney diseases, and others. This is because excessive consumption of mannitol can cause side effects such as restlessness, nausea, stomach pain, diarrhea, and others. The pre-design of this mannitol plant uses catalytic hydrogenation method with fructose as the raw material, which is commonly used by many factories, and hydrogen gas as the additive. Hydrogenation is the process of adding hydrogen gas to the target solution by spraying hydrogen gas through the solution column with the assistance of raney nickel catalyst, resulting in a 50:50 ratio of mannitol to sorbitol. In this pre-design of the plant, an economic evaluation is obtained with a selling price of approximately \$18, resulting in a post-tax ROI of 27.32%, a payback period after tax of 2.83 years, a BEP of 25.26%, an SDP of 8.58% capacity, and a DCFR value of 9%. Therefore, this pre-design of the plant is deemed feasible to be established.

Keywords: Hydrogenation, Mannitol Demand, Mannitol, Sweetener, Use of Mannitol

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 LATAR BELAKANG**

#### **1.1.1 MANITOL**

Manitol adalah gula poliol yang memiliki 6 rantai karbon dan memiliki rasa manis, yaitu 50 % manisnya sukrosa dan digunakan sebagai pemanis pada makanan untuk penderita diabetes karena tidak menaikkan kadar glukosa darah dalam tubuh (Kearsley & Deis, 2006).

Gula alkohol juga memiliki nilai kalori yang lebih rendah bila dibandingkan dengan gula. Sebagai contoh, kandungan kalori dari manitol dan sukrosa adalah 1,6 kkal/g dan 4 kkal/g (Anon, 2001a)

Karena memiliki nilai kalori yang lebih rendah, bila dibandingkan dengan kebanyakan gula, gula alkohol kebanyakan digunakan pada produksi dari produk rendah kalori. Sebaliknya, penyerapan yang tidak sempurna dapat menyebabkan efek samping *gastrointestinal*, seperti gas, perut kembung, dan diare (Schiweck et al., 1994). Manitol memiliki observasi ambang batas terendah dari pencakar untuk gula alkohol. Oleh sebab itu, konsumsi perhari maksimal tidak boleh melebihi 20 g (Anon, 2001a)

Pada saat ini, Penggunaan manitol di industri pangan adalah sebagai pemanis di permen karet bebas gula dan permen karet stik. Manitol juga dapat digunakan sebagai agen *bodying and texturizing*, agen *anticaking*, dan *humectant* (Salminen et al., 1998). Selanjutnya manitol juga digunakan sebagai penambah masa simpan dari berbagai makanan (Soetaert et al., 1999)

Studi toksisitas tidak menunjukkan bahwa manitol menyebabkan efek yang merugikan selain diare (Anon.,2002b). meskipun begitu, manitol dikatakan aman untuk penggunaan di makanan dan mempunyai status sebagai bahan tambahan pangan (E421) dari daftar U.S FDA GRAS/INTERIM (*Generally Recognized As Safe*) (Anon, 2002b) meskipun begitu, skala besar penggunaan manitol di industri pangan kebanyakan dibatasi karena efek samping pencahar, lebih mahal dibandingkan sorbitol, dan kecenderungan mengkristal tinggi di produk yang mengandung air (von Weymarn, 2002).

Manitol (D-Mannitol),  $C_6H_{14}O_6$ , adalah alkohol *hexahydric* dengan 6 atom karbon rantai lurus dan 6 gugus hidroksil. Berwujud padat, berwarna putih, tidak berbau, tidak beracun, dan material *Crystalline*. D-Mannitol banyak digunakan pada makanan, farmasi, obat-obatan dan industri kimia. Penggunaan penting dari manitol adalah untuk pembuatan dari manitol heksanitrat yang terkenal sebagai vasodilator untuk pengobatan hipertensi (Weymarn, 2002).

Manitol memiliki sifat yang tidak reaktif, tidak higroskopis, dan memiliki sifat kempa yang baik. Oleh karena itu dimanfaatkan pada produksi tablet kunyah dan granulasi serbuk sebagai eksipien (Kuusisto et al., 2005). Tidak hanya sebagai eksipien, manitol juga berkhasiat sebagai diuretik osmotik. Manitol antara lain digunakan untuk pengobatan gagal ginjal akut, menurunkan tekanan maupun volume intraokular, menurunkan tekanan ataupun volume cairan serebrospinal, dan sindrom disekulibrium pada hemodialisis (Gunawan et al., 2007).

Di industri farmasi, manitol sudah banyak aplikasinya, manitol menunjukkan reaktivitas kimia rendah, kemampuan penekanan mekanis yang bagus, dan higroskopis rendah. Maka dari itu, sering digunakan pada tablet kunyah dan serbuk granula, terlebih lagi

rasa manis-dingin digunakan untuk menyamarkan rasa tidak enak pada kebanyakan obat (Schwarz, 1994); (Soetaert et al., 1999)

Di Pengobatan, manitol (*“Osmitol”*) digunakan untuk meningkatkan pembentukan urin untuk mencegah dan mengobati gagal ginjal akut, dan juga untuk membuang substansi beracun dari dalam tubuh. Meskipun begitu, manitol digolongkan dalam grup obat osmotik diuretik. Manitol juga digunakan untuk mengurangi edema serebral (penumpukan cairan di dalam otak) dan mengurangi tekanan intraokular. Selanjutnya digunakan untuk mengubah osmolaritas filtrat glomerulus di pengobatan gagal ginjal (Anon., 2001b)

## **1.1.2 SINTESA/ PEMBUATAN MANITOL**

### **1.1.2.1 Sintesa Secara Umum**

Produksi manitol dapat dilakukan secara sintesis kimia, biologi, ataupun ekstraksi dari bahan alam. Sintesis manitol secara biologi dilakukan dengan fermentasi menggunakan mikroorganisme. Namun sistesis secara biologi belum banyak menjadi pilihan industri karena adanya resiko kontaminasi mikroorganisme (Ghoreishi & Shahrestani, 2009)

Manitol bisa diekstraksi dari banyak material mentah (tanaman) seperti manna, rumput laut, dan alga. Meskipun begitu ekstraksi manitol dari material mentah seperti ini tidak baik untuk sumber penggunaan komersial. Fermentasi dan Hidrogenasi Katalitiklah yang digunakan. Proses hidrogenasi katalitik sudah digunakan secara luas untuk produksi komersial mannitol (Ojamo et al., 2003). Manitol banyak ditemukan pada bahan alam seperti zaitun, manna, rumput laut, dan alga. Walaupun demikian, produksi manitol dengan ekstraksi bahan alam juga belum menjadi pilihan industri karena kurang ekonomis. (Kuusisto et al., 2005)

### 1.1.2.2 Sintesa Secara Hidrogenasi

Manitol murni didapatkan dari hidrogenasi Mannosa (*D-Mannose*), sementara campuran dengan porsi seimbang dari Manitol (*D-Mannitol*) dan Sorbitol (*D-Sorbitol*) didapatkan dari hidrogenasi Fruktosa (*D-Fructose*). Porsi manitol rendah jika dibandingkan dengan sorbitol didapatkan ketika Glukosa (*D-Glucose*) digunakan sebagai bahan baku. Campuran dari Glukosa dan Fruktosa (Sukrosa) adalah sumber yang dapat digunakan karena ketersediaan yang melimpah dan murah (Ahmed et al., 2009)

Hidrogenasi fruktosa dengan katalis nikel akan menghasilkan manitol sebesar 48 % - 50 % b/b dengan hasil sampingan sorbitol (Kuusisto et al., 2005) Sedangkan hidrogenasi sirup glukosa dan fruktosa dengan kadar yang sama menghasilkan kira-kira campuran 25 % manitol dan 75 % sorbitol (Ghoreishi & Shahrestani, 2009)

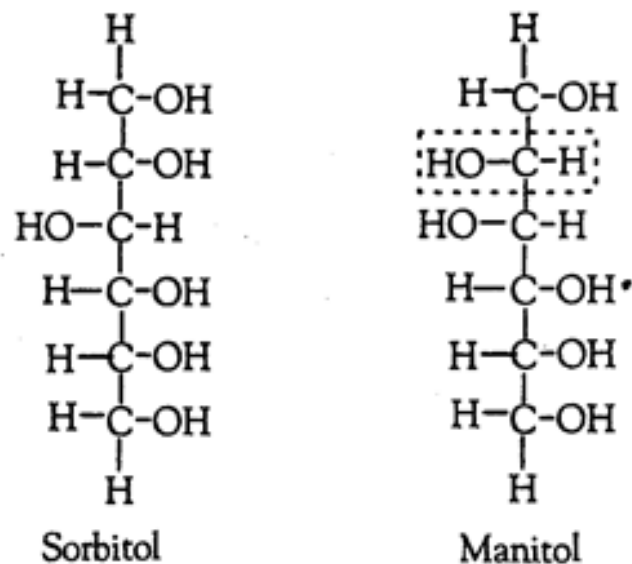
Saat reaksi hidrogenasi,  $\beta$ -fruktosa akan menjadi manitol sedangkan  $\alpha$ -fruktosa akan menjadi sorbitol (Kuusisto et al., 2005)

Proses Hidrogenasi dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi menggunakan katalis logam (contoh : Raney Nickel) dan gas hidrogen. Di reaksi hidrogenasi katalitik ini, hanya molekul  $\beta$ -fruktosa yang terhidrogenasi menjadi manitol. Sedangkan molekul  $\alpha$ -fruktosa terhidrogenasi menjadi sorbitol (Soetaert et al., 1999)

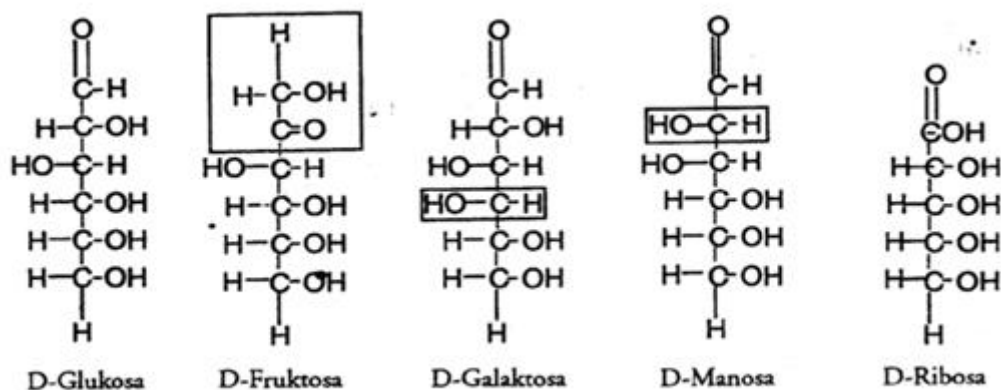
Ketika campuran glukosa-fruktosa 50/50 (contoh : gula meja) digunakan sebagai bahan baku, pH netral, diperkirakan hanya 25 % dari gula mula-mula yang terhidrogenasi menjadi manitol, sedangkan 75 % terhidrogenasi menjadi sorbitol. Jika sukrosa dipakai sebagai bahan baku dan dilakukan pada suasana basa, manitol yield naik menjadi 31 %

(Schwarz, 1994). Kumulatif yield kristalisasi manitol dari bahan baku gula (50/50 fruktosa/glukosa) dilaporkan hanya sebesar 17 % (Takemura et al., 1978).

Walaupun yield manitol yang lebih tinggi didapatkan dari bahan baku gula, ketika sirup dengan kandungan fruktosa tinggi atau fruktosa murni digunakan. Hidrogenasi dari larutan ini menghasilkan yield manitol sebesar 48 % dan 50 % (w/w) (Devos,1995) meskipun begitu bahan baku ini mahal dan jarang digunakan untuk produksi skala komersial.



**Gambar 1.1,** Struktur atom sorbitol dan mannitol



**Gambar 1.2,** Struktur atom gula monosakarida Glukosa, Fruktosa, Galaktosa, Manosa, Ribosa

Manitol dapat diproduksi dari manosa. Berdasarkan penemuan ini, glukosa murni pertama-tama terpolimerisasi secara kimia ke yield 30-36 % (w/w) Manosa. Manosa kemudian manosa dihidrogenasi langsung ke manitol. Yield teoritis manitol dari manosa adalah 100 % (w/w). Manosa murni juga bisa digunakan sebagai bahan baku hidrogenisasi, akan tetapi tidak ekonomis karena harga manosa mahal (Takemura et al., 1978)

### 1.1.2.3 Sintesa Secara Enzimatis

Manitol dapat diproduksi secara enzimatis, reduksi fruktosa menjadi manitol membutuhkan manitol dehydrogenase NAD(P)H dependen (MDH). NADH dependen MDH telah dimurnikan oleh *Lactobacillus brevis* (Martinez et al., 1963), *Leuconostoc mesenteroides* (Sakai, 1967); (Sakai & Yamanaka, 1968)), *Saccharomyces cerevisiae* (Quain & Boulton, 1987) *Rhodobacter sphaeroides* (SCHNEIDER & Giffhorn, 1989); (Schneider et al., 1993). Ketergantungan kofaktor dari MDH adalah batasan terbesar proses enzimatik NADH. Khususnya NADPH mahal. Hal ini menyebabkan proses enzimatik tidak ekonomis (von Weymarn, 2002)

Penggunaan Hidrogenasi Enzimatik untuk produksi manitol dipengaruhi oleh beberapa faktor seperti retensi kofaktor di reaktor di membran khusus, hambatan kuat dari produk manitol dehidrogenase, tingginya nilai  $K_m$  manitol dehidrogenase dari fruktosa (Soetaert et al., 1999) terlebih lagi peningkatan biaya dari dua sistem enzim juga harus dipertimbangkan (Röper & Koch, 1988)

### **1.1.2.3 Sintesa Secara Biologi**

Beberapa alternatif proses produksi manitol berbasis penggunaan mikroba sudah disarankan di literatur (lihat (von Weymarn, 2002)). Ragi (Khamir), Jamur berfilamen (*Filamentous Fungi*), dan Bakteri Asam Laktat (BAL/LAB) khususnya, sudah menunjukkan efektifitasnya dalam memproduksi manitol tanpa terbentuknya sorbitol (Itoh et al., 1992). Mikroba mempunyai keuntungan mesin regenerasi kofaktor terintegrasi (*“built-in”*). sehingga tidak perlu menambahkan kofaktor ke dalam adonan reaksi. Sel-sel memproduksi kofaktornya dari hasil katabolisme gula. Berdasarkan studi, dijelaskan di literatur saintifik, bakteri, dengan nama BAL (LAB) terlihat sebagai produsen manitol paling berpotensi. (von Weymarn, 2002)

#### **Produksi menggunakan mikroba**

##### **a. Jamur Berfilamen**

Sejumlah jamur berfilamen (*Molds*), memproduksi manitol dari karbohidrat. Dalam studi yang dilaporkan oleh (Smiley et al., 1967) *Aspegillus candidus* ditemukan memproduksi manitol dari glukosa. Pada akhirnya sebuah proses dikembangkan dan produktivitas volumetrik dari 0.15 g/L/jam dilaporkan (Smiley et al., 1969). Yield manitol

dari glukosa adalah 31 mol-% terlebih menggunakan natrium asetat sebagai sumber karbon. (von Weymarn, 2002)

(Hendriksen et al., 1988) menemukan *Penicillium scabrosum* untuk memproduksi manitol berkonsentrasi tinggi dan gliserol dari sukrosa. Produktivitas volumetrik manitol (0,14 g/L/jam) mirip dengan yang dilaporkan untuk *A. candidus*. Meskipun begitu yield manitol (56,7 mol-%) jelas lebih baik. (Smiley et al., 1969) dan (Hendriksen et al., 1988) mencatat bahwa ketika gula mula-mula habis dikonsumsi sel, sel mulai menggunakan gula alkohol sebagai sumber karbonnya. Gliserol lebih disukai ketimbang manitol sebagai sumber karbon.

#### b. Ragi

Produksi gula alkohol juga lumrah menggunakan ragi. Saintis Jepang sudah aktif di bidang ini. Spesies yang termasuk genus *Torulopsis*- *soy sauce-isolated* telah menjadi perhatian dari H. Onishi dan T. Suzuki di Noda Institute untuk riset saintis di Jepang. Menggunakan berbagai macam sumber karbon sederhana (glukosa, fruktosa, manosa, galaktosa, maltosa, gliserol dan xilitol) mereka menemukan *Torulopsis versatilis* dan *T. anomala* merupakan produsen manitol yang bagus (Onishi & Suzuki, 1968)

Beberapa tahun kemudian mereka melaporkan bahwa spesies lainya, *T. mannitofaciens* mampu memproduksi manitol dari glukosa dan glicerol. Yield manitol dari gliserol dengan *T. mannitofaciens* sebesar 31 mol-% (Onishi & Suzuki, 1970)

Hasil yang paling meyakinkan yang dilaporkan untuk ragi telah dibuktikan dengan *Zygosaccharomyces rouxii* (Looten et al., 1992). Ketika berkembang di glukosa, produktivitas volumetrik manitol dan yield manitol adalah 0,68 g/L/jam dan 51 mol-%.

### c. Bakteri

Beberapa bakteri manitol dehidrogenase (MDHs) sudah digunakan untuk hidrogenasi enzimatis fruktosa menjadi manitol. Sebaliknya, beberapa sudah mencoba memproduksi manitol dengan bakteri selain bakteri asam laktat (LAB). Di sebuah kasus, menggunakan MDH untuk overproduksi jenis pengikat nitrogen *Rhodobacter sphaeroides* mendapat produktivitas volumetrik manitol sebesar 1,5 g/L/jam (Schneider, 1994)

Menggunakan protokol penanaman *fed-batch* dan *L. pseudomesenteroides*, (Soetaert, 1990) melaporkan rata-rata produktivitas volumetric dan manitol yield sebesar 6,3 g/L/jam dan 94 mol-%

Pada konsentrasi fruktosa rendah (3 g/L) hanya 48 mol-% yield didapatkan. Sedangkan 99 mol-% didapatkan dengan konsentrasi 120 g/L. ini kemungkinan terjadi karena karakteristik kinetik MDH pada *L. pseudomesenteroides*. Enzimnya diketahui memiliki nilai  $K_m$  yang relatif tinggi untuk fruktosa,  $\sim 10$  g/L, dimana menghasilkan pelambatan drastis pada reaksi di fruktosa konsentrasi rendah (Soetaert, 1990).

(Soetaert, 1990) juga sudah mencoba protokol produksi, dimana sel *L. pseudomesenteroides* di imobilisasi untuk dibagi dalam *polyurethane foam*. Akan tetapi, perubahan dari penanaman *fed-batch* ke imobilisasi ternyata menyebabkan efek negatif pada yield. Diketahui berkurang menjadi 60 mol-%. Sebagai perbandingan, penanaman secara *batch* juga dijalankan. Yield tertinggi (85 mol-%) didapatkan pada pH rendah (4.5) dan temperatur pertumbuhan rendah (20°C)

Ketika *L. pseudomesenteroides* ditumbuhkan di pati terisomerisasi-hidrolisa parsial yang mengandung glukosa dan fruktosa, produktivitasnya 3,8 g/L/jam dan yieldnya 92 mol-%

% Didapatkan dengan kultur *batch*. Menggunakan mutant acak pada kultur *fed-batch* produktivitas volumetrik meningkat menjadi 7.7 g/L/ jam (dibandingkan 6,3 g/L/jam sebelumnya) selanjutnya, adonan kultur dipisahkan menggunakan elektrodialisis menjadi fraksi yang mengandung manitol dan asam. Manitol yang mengkristal dengan yield 85 mol-% manitol ditemukan di adonan kultur. Kemurnian kristalnya 99,1 %. (von Weymarn, 2002)

Dalam sebuah proses, rata-rata produktivitas volumetrik manitol dan yield manitol yang diperoleh dengan *L. pseudomesenteroides* ATCC 12291 diperkirakan 30 g/L/jam dan 85 mol-%. Medium biokonversi bernutrisi rendah digunakan untuk mengurangi biaya produksi. Imobilisasi juga diaplikasikan untuk menggunakan kembali sel biomassa di *successive batches*. (von Weymarn, 2002)

## **1.2 KETERSEDIAAN BAHAN BAKU**

Bahan baku untuk produksi Manitol adalah Fruktosa dan gas Hidrogen, karena membutuhkan kemurnian tinggi sedangkan Indonesia belum mampu membuat Fruktosa dalam kemurnian tinggi, maka untuk fruktosa akan di impor dari luar negeri. Sedangkan gas hidrogen akan di suplai oleh Progas Energi Perkasa yang terletak di Bogor, Jawa barat. Maka pendirian pabrik direncanakan berada di daerah Bogor Jawa Barat

## **1.3 PERANCANGAN KAPASITAS PRODUKSI**

Penentuan kapasitas produksi pabrik, tentunya akan dipengaruhi oleh faktor-faktor yang sudah tersedia di lapangan, dimulai dari faktor ekspor-impor komoditas, faktor produksi komoditas dalam negeri dan faktor konsumsi dalam negeri.

Bila kapasitas komoditas dalam faktor-faktor di atas dimisalkan dengan “m” maka persamaan yang di dapat adalah

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5 \quad (1)$$

dimana :

$m_1$  = Kapasitas impor Indonesia

$m_2$  = Kapasitas produksi dalam negeri (Indonesia)

$m_3$  = Kapasitas produksi (yang direncanakan)

$m_4$  = Kapasitas konsumsi dalam negeri (Indonesia)

$m_5$  = Kapasitas ekspor Indonesia

untuk mempermudah dan mempersingkat persamaan, kita bisa menggunakan metode substitusi di mana :

$$m_1 + m_2 = “S” \quad (2)$$

$$m_4 + m_5 = "D" \quad (3)$$

$$m_3 = "K" \quad (4)$$

maka persamaan 2,3, dan 4 dapat disederhanakan menjadi

$$S + K = D \quad (5)$$

Maka, persamaan menentukan kapasitas ditunjukkan dengan persamaan 6

$$K = D - S \quad (6)$$

Di mana :

K = Kapasitas produksi yang direncanakan

D = (Demand) Kapasitas permintaan/ yang dibutuhkan

S = (Supply) Kapasitas yang tersedia

Berdasarkan data-data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dan UN *Comtrade*.

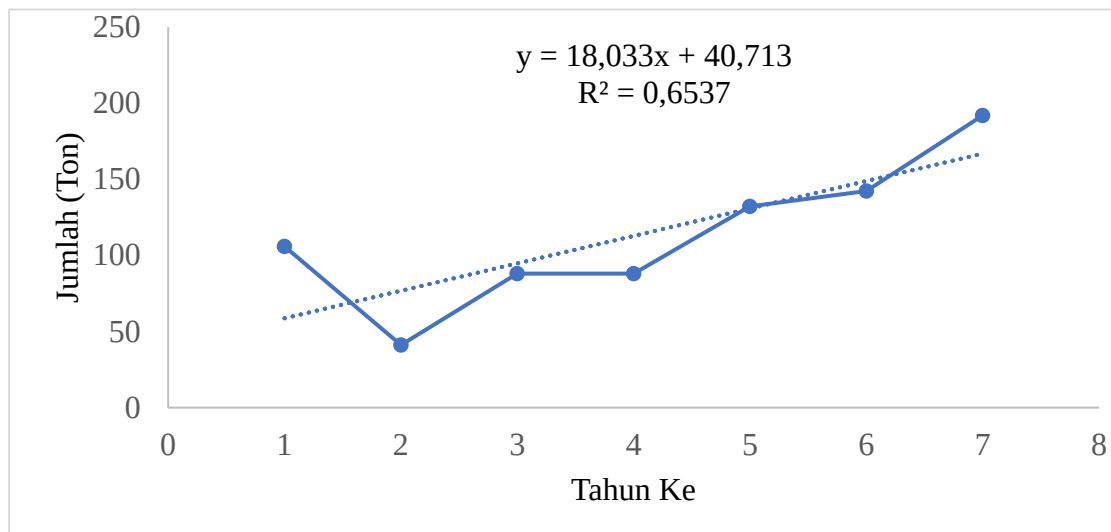
Diketahui bahwa Indonesia masih menjadi importir manitol. Hal ini dapat dilihat dari tren impor yang naik dan tren ekspor yang turun.

Perkembangan Impor manitol di Indonesia dapat dilihat pada tabel 1.1 :

**Tabel 1.1,** Data Impor Manitol Indonesia

| Data Impor Mannitol |       |            |
|---------------------|-------|------------|
|                     |       |            |
| no                  | Tahun | Jumlah (T) |
| 1                   | 2014  | 105,878    |
| 2                   | 2015  | 41,174     |
| 3                   | 2016  | 88,172     |
| 4                   | 2017  | 88,072     |
| 5                   | 2018  | 132,227    |
| 6                   | 2019  | 142,338    |
| 7                   | 2020  | 192,059    |

Sumber : Badan Pusat Statistik, (2022)



**Gambar 1.3,** Diagram/grafik impor manitol Indonesia dari tahun 2014 – 2020

Setelah diselesaikan menggunakan metode Regresi Linear Kuadrat Terkecil, maka menghasilkan persamaan 7 sebagai berikut :

$$y = ax + b \quad (7)$$

dengan nilai :

$$a = 18,033$$

$$b = 40,713$$

maka persamaan 7 menjadi

$$y = 18,033x + 40,713 \quad (8)$$

dengan,

$$y = \text{Jumlah impor (ton)}$$

$$x = \text{tahun ke .... (1 = 2014, 2 = 2015, dst)}$$

maka untuk memprediksi jumlah impor pada tahun 2027, kita bisa mensubstitusi x menjadi “x = 14”.

Maka persamaan 8 menjadi

$$y = 18,033 \cdot (14) + 40,713$$

$$y = 293,175$$

### **Produksi dan Konsumsi dalam negeri**

Indonesia diketahui belum mampu memproduksi manitol di dalam negeri sehingga nilai produksi menjadi 0 sedangkan untuk konsumsi, Indonesia mengandalkan impor manitol dari berbagai negara.

Maka penentuan kapasitas produksi menjadi sebagai berikut

$$D = m_4$$

$$D = 293,175 \text{ ton}$$

$$D = 293,175 \text{ ton}$$

$$S = 0 \text{ ton}$$

$$S = 0 \text{ ton}$$

$$K = D - S$$

$$K = 293,175 \text{ ton} - 0 \text{ ton}$$

$$K = 293,175 \text{ ton}$$

Nilai Kapasitas berdasarkan prediksi sangat kecil dan kurang ekonomis walaupun dikalikan 1,5 sebagai batas atas standar produksi, hal ini disebabkan karena untuk memenuhi kebutuhan manitol dalam negeri masih sebatas mengandalkan impor dan dalam jumlah yang tidak terlalu besar.

Oleh karena itu di rencanakan membuat kapasitas produksi yang mampu menutupi bahkan melebihi impor manitol Indonesia, dengan tujuan utama mampu mengekspor ke luar negeri. Kita bisa melihat kapasitas produksi dari pabrik-pabrik manitol China sebagai referensi kapasitas pembuatan.

Data kapasitas produksi pabrik-pabrik manitol dari China dapat dilihat di tabel

1.2 :

**Tabel 1.2,** Kapasitas Pabrik Manitol yang sudah berdiri di China

| No | Nama Pabrik         | Kapasitas<br>Produksi<br>(Ton/Tahun) |
|----|---------------------|--------------------------------------|
| 1  | Qingdao Bright Moon | 6.000                                |
| 2  | Tianjin Hwasin      | 55.000                               |
| 3  | Hebei Yingong N.M   | 55.000                               |
| 4  | Shandong Deshan Che | 50.000                               |
| 5  | Hubei Huiteng       | 11.000                               |

Sumber : Made in China.com (2022)

Dari Tabel 1.2 dapat terlihat bahwa rata-rata China dengan pabrik-pabriknya mampu membuat manitol dengan kapasitas beragam. penulis memutuskan untuk merancang kapasitas produksi menggunakan kapasitas terkecil yang sudah berdiri sehingga pemilihan kapasitas menjadi 6.000 ton/tahun.

## **1.4 TINJAUAN PUSTAKA**

### **1.4.1 Macam-macam proses produksi Manitol**

Ada tiga macam proses yang dilakukan untuk memproduksi manitol yang digunakan untuk skala industri. Yaitu metode Hidrogenasi Katalitik, metode enzimatis, dan metode fermentasi biologi (menggunakan bakteri dengan enzimnya).

#### **1.4.1.1 Metode Hidrogenasi Katalitik**

Pembuatan manitol dengan metode hidrogenasi katalitik cara kerjanya tidak jauh berbeda dengan pembuatan sorbitol, hal ini dikarenakan manitol dan sorbitol adalah isomer yang perbedaannya berada di rantai kedua karbon. Pembuatan manitol dilakukan dengan

cara mereaksikan Manosa, Fruktosa, dan Sukrosa dengan gas hidrogen dengan katalis logam (Raney-Nickel) pada suhu dan tekanan tinggi. Tekanan dalam proses hidrogenasi katalitik berkisar antara 500 – 2000 psig, dan suhu pada kisaran 80 – 120°C.

Manosa murni dapat digunakan untuk bahan baku utama dengan yield teoritis 100 %. Akan tetapi penggunaan manosa ini tidak ekonomis karena harga manosa mahal (Takemura et al., 1978)

Alternatif paling murah dan ekonomis dari pembuatan manitol adalah menggunakan bahan baku gula meja (sukrosa) yang kandungan glukosa dan fruktosa sebesar 50 : 50. Akan tetapi, dalam suasana netral diperkirakan hanya 25 % dari gula mula-mula yang terhidrogenasi menjadi manitol, sedangkan 75 % terhidrogenasi menjadi sorbitol. Jika sukrosa dipakai sebagai bahan baku dan dilakukan pada suasana basa, manitol yield naik menjadi 31 % (Schwarz, 1994)

Alternatif yang paling baik dari segi ekonomis dan yield yang bagus dapat dicapai dengan penggunaan fruktosa murni sebagai bahan baku pembuatan. Hidrogenasi fruktosa dengan katalis nikel akan menghasilkan manitol sebesar 48 % - 50 % b/b dengan hasil sampingan sorbitol. Saat reaksi hidrogenasi,  $\beta$ -fruktosa akan menjadi manitol sedangkan  $\alpha$ -fruktosa akan menjadi sorbitol (Kuusisto et al., 2005).

Sorbitol yang merupakan isomer dari manitol adalah satu-satunya pengotor (*impurities*) dalam produksi manitol. Hal ini dapat dicegah dengan melakukan optimasi pada komposisi awal sebelum masuk ke reaktor. Yogo Suro Priyadi, (2012) menemukan bahwa kondisi optimum untuk sintesis manitol adalah konsentrasi fruktosa 10 %, konsentrasi katalis 5 %, temperatur reaksi 100°C, dan waktu reaksi 120 menit (2 jam). Yield yang dihasilkan 42,77 % jauh lebih kecil yang diharapkan dibandingkan secara teoritis yang bisa mencapai

80 – 100 % dikarenakan Yogo tidak mengalirkan hidrogen secara terus-menerus sampai semua waktu digunakan. Hal ini dikemukakan juga oleh Yogo karena keterbatasan alat dan resiko kebakaran karena menggunakan gas hidrogen bertekanan (Priyadi, 2012).

Kondisi optimum dapat mencapai 100 % secara teoritis dengan diperkuat dari kutipan jurnal milik (Kuusisto et al., 2005). Kuusisto mengemukakan bahwa Pada sintesis manitol dengan kondisi sintesis yang optimum tidak dihasilkan sorbitol.

Sorbitol terbentuk dari  $\alpha$ -fruktofuranosa dan  $\alpha$ -fruktopiranos. Bentuk  $\alpha$  dari fruktosa ini hanya terdapat maksimal 12% Persentase bentuk  $\alpha$  fruktosa ini sangat kecil bila dibandingkan dengan bentuk  $\beta$  yang nantinya akan membentuk manitol, yaitu sekitar 85%. Sehingga akan lebih sulit untuk menghasilkan sorbitol bila dibandingkan dengan manitol pada sintesis menggunakan senyawa awal fruktosa. (Kuusisto et al., 2005)

#### **1.4.1.2 Metode Enzimatik**

Manitol dapat diproduksi secara enzimatik, reduksi fruktosa menjadi manitol membutuhkan manitol dehydrogenase NAD(P)H dependen (MDH). NADH dependen MDH telah dimurnikan oleh *Lactobacillus brevis* (Martinez et al., 1963), *Leuconostoc mesenteroides* (Sakai, 1967; (Sakai & Yamanaka, 1968)), *Saccharomyces cerevisiae* (Quain and Boulton, 1987) *Rhodobacter sphaeroides* ((SCHNEIDER & Giffhorn, 1989); (Schneider et al., 1993). Ketergantungan kofaktor dari MDH adalah batasan terbesar proses enzimatik NADH. Khususnya NADPH mahal. Hal ini menyebabkan proses enzimatik tidak ekonomis (von Weymarn, 2002)

Penggunaan Hidrogenasi Enzimatik untuk produksi manitol dipengaruhi oleh beberapa faktor seperti retensi kofaktor di reaktor di membran khusus, hambatan kuat dari

produk manitol dehidrogenase, tingginya nilai  $K_m$  manitol dehidrogenase dari fruktosa (Soetaert dkk, 1999) terlebih lagi peningkatan biaya dari dua sistem enzim juga harus dipertimbangkan (Röper & Koch, 1988)

Berdasarkan dua jurnal ilmiah diatas, proses produksi manitol dengan metode enzimatis adalah pilihan yang buruk. Karena banyak hambatan yang harus ditempuh demi mencari manitol dengan yield yang ideal.

#### **1.4.1.3 Metode Fermentasi Biologis**

Metode fermentasi biologi melibatkan mikroorganisme seperti ragi (khamir), jamur berfilamen (*filamentous fungi*), dan bakteri asam laktat (BAL/LAB), khususnya, sudah menunjukkan efektifitasnya dalam memproduksi manitol tanpa terbentuknya sorbitol (Itoh et al., 1992). Mikroba mempunyai keuntungan mesin regenerasi kofaktor terintegrasi (“*built-in*”). sehingga tidak perlu menambahkan kofaktor ke dalam adonan reaksi. Sel-sel memproduksi kofaktornya dari hasil katabolisme gula. Berdasarkan studi, dijelaskan di literatur saintifik, bakteri, dengan nama BAL (LAB) terlihat sebagai produsen manitol paling berpotensi. (von Weymarn, 2002)

Pada konsentrasi fruktosa rendah (3 g/L) hanya 48 mol-% yield didapatkan. Ketika 99 mol-% didapatkan dengan konsentrasi 120 g/L. ini kemungkinan terjadi karena karakteristik kinetic MDH pada *L. pseudomesenteroides*. Enzimnya diketahui memiliki nilai  $K_m$  yang relatif tinggi untuk fruktosa,  $\sim 10$  g/L, di mana menghasilkan pelambatan drastis pada reaksi di fruktosa konsentrasi rendah (Soetaert, 1990).

Rata-rata produktivitas volumetrik manitol dan yield manitol yang diperoleh dengan *L. pseudomesenteroides* ATCC 12291 diperkirakan 30 g/L/jam dan 85 mol-%. (von Weymarn, 2002)

Meskipun penggunaan metode fermentasi terlihat paling meyakinkan dengan faktor konversi dan yield paling besar bila dibandingkan metode-metode lainnya, hal yang masih perlu dipertimbangkan adalah metode ini memiliki kendala di pemisahan antara bakteri fermentasi dengan larutan hasil yang diinginkan, waktu proses yang relatif lama karena menggunakan proses fermentasi, serta metode ini masih belum banyak digunakan secara komersial dan masih sebatas *pilot scale* atau skala terbatas (skala di atas skala laboratorium tetapi dibawah skala industri)

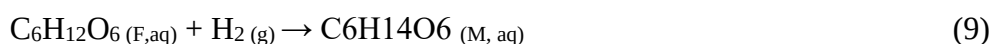
Dari beberapa metode di atas, dilakukan berbagai pertimbangan kelebihan dan kelemahan setiap metode. Pertimbangan-pertimbangan dikaji dan di tentukan dari berbagai parameter. Parameter-parameter dan ringkasan data kelebihan dan kekurangan dapat dilihat di tabel 1.3 :

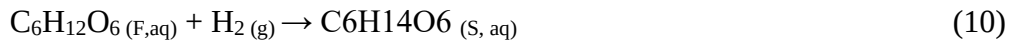
**Tabel 1.3,** Perbandingan metode pembuatan manitol

| No | Parameter                    | Proses                                                             |                    |                                                               |
|----|------------------------------|--------------------------------------------------------------------|--------------------|---------------------------------------------------------------|
|    |                              | Hidrogenasi Katalitik                                              | Enzimatik          | Fermentasi Biologis                                           |
| 1  | Bahan Baku                   | Fruktosa dan Hidrogen                                              | Fruktosa dan Enzim | Fruktosa dan bakteri                                          |
| 2  | Konversi                     | 50%                                                                | Tidak diketahui    | 90 – 99 %                                                     |
| 3  | Waktu Proses                 | Cepat                                                              | Lambat             | Lambat                                                        |
| 4  | Kualitas Produk              | cukup baik                                                         | Tidak diketahui    | Sangat baik                                                   |
| 5  | Yield                        | 50%                                                                | Tidak diketahui    | 90 – 99 %                                                     |
| 6  | Kerumitan proses             | relatif mudah                                                      | Tidak diketahui    | Sedikit Rumit                                                 |
| 7  | Kemudahan pemurnian          | Sedikit Sulit, membutuhkan 2x proses untuk mendapat hasil maksimal | Tidak diketahui    | Secara teoritis lebih mudah karena hasil 100 % manitol murni. |
| 8  | Biaya Produksi               | Cukup mahal                                                        | Tidak diketahui    | Murah                                                         |
| 9  | Penggunaan Industri Komersil | Banyak Digunakan                                                   | Tidak ada          | Masih sebatas <i>pilot scale</i>                              |

Berdasarkan beberapa pertimbangan yang dijelaskan dengan tabel di atas, metode enzimatik jelas di tolak karena banyak data yang tidak diketahui. Tersisa metode hidrogenasi dan metode fermentasi. Metode fermentasi memang menjanjikan yield yang besar. Akan tetapi, waktu proses yang lambat, kerumitan proses, pemisahan sel bakteri yang masih belum tentu metode yang tepat ditambah masih dalam proses percobaan menyebabkan hal-hal tersebut perlu dipertimbangkan lagi. Oleh karena itu, pilihan untuk perancangan pabrik ini menggunakan metode “Hidrogenasi Katalitik”.

Persamaan reaksi untuk proses hidrogenasi katalitik.





Keterangan :

F = Fruktosa

M = Manitol

S = Sorbitol

#### 1.4.1.4 Kegunaan Produk

Kegunaan Produk manitol secara umum sangat sempit dan spesifik, dikarenakan terdapat efek samping bila di konsumsi secara langsung. Kebanyakan Manitol dipakai di bidang non pangan.

##### a. Industri pangan

Manitol diketahui digunakan untuk pemanis di permen karet bebas gula, permen karet stik, Manitol juga dapat digunakan sebagai agen *bodying and texturizing*, agen *anticaking*, dan *humectant* (Salminen et al., 1998) selanjutnya manitol juga digunakan sebagai penambah masa simpan dari berbagai makanan (Soetaert dkk., 1999)

##### b. Industri Farmasi

Di industri farmasi, manitol sudah banyak aplikasinya, manitol menunjukkan reaktivitas kimia rendah, kemampuan penekanan mekanis yang bagus, dan higroskopis rendah. Maka dari itu, sering digunakan pada tablet kunyah dan serbuk granula, terlebih lagi rasa manis-dingin digunakan untuk menyamarkan rasa tidak enak pada kebanyakan obat ((Schwarz, 1994); (Soetaert et al., 1999)

##### c. Industri Pengobatan

Di Pengobatan, manitol (“*Osmitrol*”) digunakan untuk meningkatkan pembentukan urin untuk mencegah dan mengobati gagal ginjal akut, dan juga untuk membuang substansi beracun dari dalam tubuh. Meskipun begitu, manitol digolongkan dalam grup obat osmotik diuretik. Manitol juga digunakan untuk mengurangi edema serebral (penumpukan cairan di dalam otak) dan mengurangi tekanan intraokular. Selanjutnya digunakan untuk mengubah osmolaritas filtrat glomerulus di pengobatan gagal ginjal (Anon., 2001b)

Berdasarkan kegunaan dan efek sampingnya, Manitol merupakan zat yang dibutuhkan dalam jumlah yang relatif kecil. Untuk bidang pangan orang-orang cenderung memilih sorbitol ketimbang manitol karena lebih murah, tidak memiliki efek samping, ketersediaan lebih melimpah.

## **1.5 TINJAUAN KINETIKA DAN TINJAUAN TERMODINAMIKA**

### **1.5.1 Tinjauan Kinetika**

Tinjauan kinetika berfungsi untuk menentukan cepat/lambatnya sebuah reaksi dengan menghitung nilai konstanta kecepatan reaksi ( $k$ ) dan bisa diaplikasikan ke kelajuan reaksi dengan mengikuti orde total reaksi. Karena reaksi hidrogenasi merupakan reaksi adisi atau penambahan unsur hidrogen, reaksi pada reaktan utama (fruktosa) bisa dipastikan memiliki orde 1.

Perhitungan nilai konstanta kecepatan reaksi :

1. Menghitung rata-rata konsentrasi awal

Dari data penelitian Priyadi (2012) di dapatkan data percobaan yang ditampilkan di tabel 1.4

**Tabel 1.4,** Data percobaan sintesa manitol dengan fruktosa

| no        | konsentrasi      | µg/mL |
|-----------|------------------|-------|
| 1         | 94.835,62        | µg/mL |
| 2         | 92.019,58        | µg/mL |
| 3         | 79.697,31        | µg/mL |
| 4         | 60.941,62        | µg/mL |
| rata-rata | <b>81.873,53</b> | µg/mL |

2. Mengonversi µg/ml menjadi mmol/mL

$$\text{Rata-rata} = 81.873,53 \text{ µg/mL}$$

$$\text{µg} = 10^{-3} \text{ mg}$$

maka,

$$\text{rata-rata} = 81.873,53 \text{ µg/mL} \cdot 10^{-3} \text{ mg/µg}$$

$$= 81,8735 \text{ mg/mL}$$

Mengonversi mg/ml ke mmol/mL

Diketahui AR/BA :

$$\text{C} : 12,11 \text{ mg/mmol}$$

$$\text{H} : 1,08 \text{ mg/mmol}$$

$$\text{O} : 15,999 \text{ mg/mmol}$$

Fruktosa memiliki rumus  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

Maka nilai MR/BM adalah

$$\text{MR/BM} = (6 \times \text{AR C}) + (12 \times \text{AR H}) + (6 \times \text{AR O}) \quad (11)$$

$$= ((6 \times 12,11) + (12 \times 1,08) + (6 \times 15,999)) \text{ mg/mmol}$$

$$= 180,156 \text{ mg/mmol}$$

Maka mol dari rata-rata konsentrasi awal fruktosa adalah :

$$\begin{aligned}
&= \frac{\text{rata-rata konsentrasi awal Fruktosa}}{BM \text{ Fruktosa}} \\
&= \frac{81,8735 \frac{mg}{ml}}{180,156 \frac{mg}{mmol}} \\
&= 0,4545 \text{ mmol/ml}
\end{aligned}$$

3. Menentukan konsentrasi akhir dari manitol yang terbentuk pada suhu 80°C

Konsentrasi akhir manitol dapat ditentukan dengan cara yang sama dengan penentuan konsentrasi rata-rata awal fruktosa, pertama-tama mengonversi  $\mu\text{g}/\text{mmol}$  menjadi  $\text{mg}/\text{mmol}$  kemudian di bagi dengan MR/BM nya

**Tabel 1.5,** data manitol yang terbentuk dari proses sintesa

| no | waktu (menit) | konsentrasi | satuan |
|----|---------------|-------------|--------|
| 1  | 40            | 4,6627      | mg/mL  |
| 2  | 60            | 4,7145      | mg/mL  |
| 3  | 80            | 20,4237     | mg/mL  |
| 4  | 100           | 38,6571     | mg/mL  |

Konversi konsentrasi akhir manitol dapat dilihat pada tabel 1.6 berikut :

**Tabel 1.6,** Hasil konversi konsentrasi manitol dari  $\mu\text{g}/\text{mL}$  menjadi  $\text{mg}/\text{mL}$

| no | waktu (menit) | konsentrasi | satuan                  |
|----|---------------|-------------|-------------------------|
| 1  | 40            | 4662,65     | $\mu\text{g}/\text{mL}$ |
| 2  | 60            | 4714,46     | $\mu\text{g}/\text{mL}$ |
| 3  | 80            | 20423,65    | $\mu\text{g}/\text{mL}$ |
| 4  | 100           | 38657,06    | $\mu\text{g}/\text{mL}$ |

Konversi  $\mu\text{g}/\text{mL}$  ke  $\text{mg}/\text{mL}$  dengan mengalikannya dengan  $10^{-3}$

Manitol memiliki rumus  $C_6H_{14}O_6$

Maka, nilai BM/MR adalah

$$\begin{aligned}
 &= (6 \times \text{AR C}) + (14 \times \text{AR H}) + (6 \times \text{AR O}) \quad (12) \\
 &= ((6 \times 12,11) + (14 \times 1,08) + (6 \times 15,999)) \text{ mg/mmol} \\
 &= 182,172 \text{ mg/mmol}
 \end{aligned}$$

Konsentrasi dalam mmol/mL didapatkan dengan persamaan sebagai berikut :

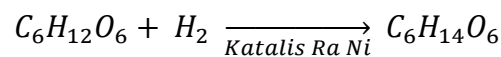
$$\frac{\text{konsetrasi manitol akhir}}{\text{MR Manitol}}$$

Maka, konsentrasi akhir manitol dapat dilihat di tabel berikut :

**Tabel 1.7,** Hasil konversi konsentrasi manitol dari mg/mL menjadi mmol/mL

| no | waktu (menit) | konsentrasi   | satuan  |
|----|---------------|---------------|---------|
| 1  | 40            | <b>0,0256</b> | mmol/mL |
| 2  | 60            | <b>0,0259</b> | mmol/mL |
| 3  | 80            | <b>0,1121</b> | mmol/mL |
| 4  | 100           | <b>0,2122</b> | mmol/mL |

Persamaan reaksi hidrogenasi fruktosa menjadi manitol adalah



Bila dimisalkan

$$C_6H_{12}O_6 = A$$

$$H_2 = B$$

$$C_6H_{14}O_6 = C$$

Maka untuk menentukan konsentrasi Fruktosa ( $C_6H_{12}O_6$ ) yang tersisa dapat menggunakan persamaan :

$$C_A = C_{A0} - (C_{A0} \cdot x)$$

$$C_A = C_{A0} (1-x)$$

Konsentrasi fruktosa per satuan waktu adalah :

**Tabel 1.8,** Perubahan konsentrasi fruktosa per satuan waktu

| no | Waktu (menit) | $C_{A0}$ | $C_{A0} \cdot x$ | $CA (C_{A0} - C_{A0} \cdot x)$ |
|----|---------------|----------|------------------|--------------------------------|
| 1  | 40            | 0,4545   | 0,0256           | 0,4289                         |
| 2  | 60            | 0,4545   | 0,0259           | 0,4286                         |
| 3  | 80            | 0,4545   | 0,1121           | 0,3423                         |
| 4  | 100           | 0,4545   | 0,2122           | 0,2423                         |

4. Mencari nilai “k” dengan data yang sudah ada

Menentukan nilai dari  $\ln (C_A/C_{A0})$

**Tabel 1.9,** Nilai logaritma natural dari perubahan konsentrasi fruktosa

| no | $C_A$  | $C_{A0}$ | $C_A/C_{A0}$ | $\ln(C_A/C_{A0})$ |
|----|--------|----------|--------------|-------------------|
| 1  | 0,4289 | 0,4545   | 0,9437       | -0,0580           |
| 2  | 0,4286 | 0,4545   | 0,9431       | -0,0586           |
| 3  | 0,3423 | 0,4545   | 0,7533       | -0,2833           |
| 4  | 0,2423 | 0,4545   | 0,5331       | -0,6291           |

Plotting antara waktu dengan nilai  $\ln (C_A/C_{A0})$

**Tabel 1.10,** Perbandingan waktu vs nilai logaritma natural perubahan konsentrasi fruktosa

| waktu | $\ln(C_A/C_{A0})$ |
|-------|-------------------|
| 40    | -0,0580           |
| 60    | -0,0586           |
| 80    | -0,2833           |
| 100   | -0,6291           |

Untuk menentukan nilai “k” digunakan persamaan 13

$$\ln \left( \frac{C_A}{C_{A0}} \right) = -k \cdot (t) \quad (13)$$

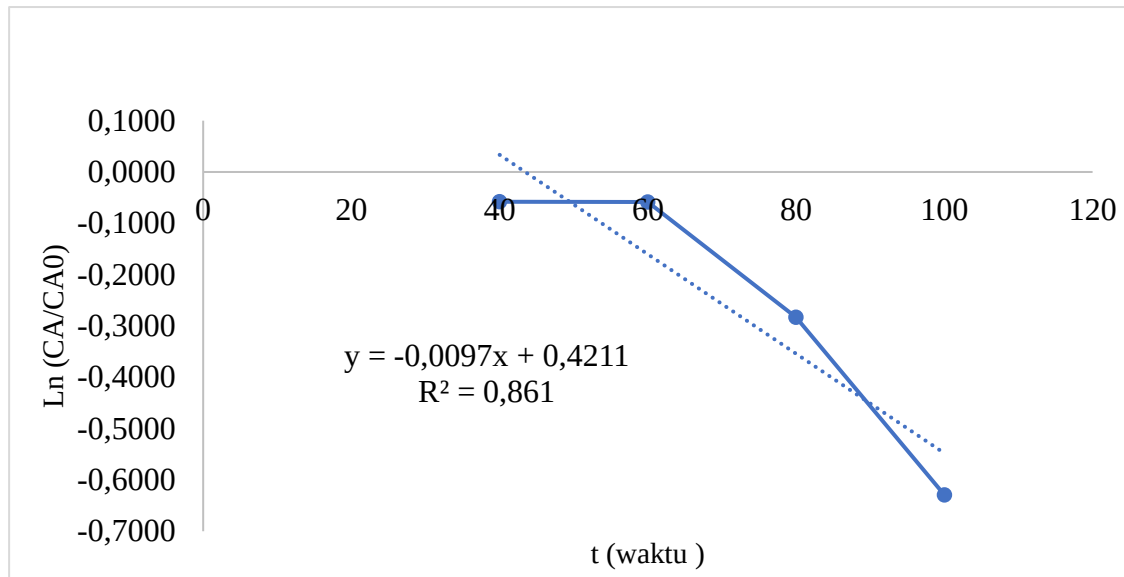
Dimana :

$$\ln \left( \frac{C_A}{C_{A0}} \right) = Y$$

$$-k = A$$

$$t = X$$

Setelah menggunakan regresi linier excell didapatkan grafik sebagai berikut :



**Gambar ke 1.4,** Perbandingan nilai Ln ( $C_A/C_{A0}$ ) vs t (waktu reaksi)

Setelah melakukan regresi linier, maka dapat ditemukan garis *trendline* dan didapatkan persamaan 14

$$Y = AX + B$$

$$Y = -0,0097X + 0,4211 \quad (14)$$

Maka

$$-k = -0,0097/m$$

$$k = 0,0097/m$$

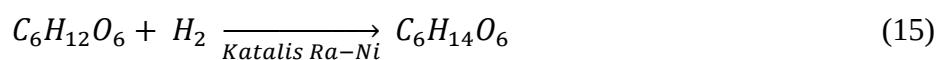
kesimpulannya nilai konstanta kecepatan reaksi adalah 0,0097/m. Nilai ini dapat digunakan bila konsentrasi fruktosa dalam proses sudah diketahui.

### **Tinjauan Termodinamika**

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi apakah membutuhkan kalor dari luar (endotermis) atau melepas kalor keluar (eksotermis) dan arah reaksi apakah searah (*irreversible*) atau bolak-balik (*reversible*)

Reaksi pembuatan manitol dilakukan dengan metode hidrogenasi, yaitu penambahan hidrogen ke struktur atom fruktosa yang memiliki jumlah hidrogen 12 menjadi berjumlah 14 yang disebut sorbitol/ manitol tergantung di posisi mana hidrogen baru terpasang.

Reaksi hidrogenasi fruktosa menjadi manitol adalah



Harga  $\Delta H^\circ_f$  untuk setiap komponen reaksi adalah :

$$C_6H_{12}O_6 = -1.271 \text{ KJ/mol (Migarskaya dan Ponomarev, 1960)}$$

$$H_2 = 0 \text{ KJ/Mol.}$$

$C_6H_{14}O_6$  = dihitung menggunakan persamaan 15

$$\Delta H^\circ_f = A + B.T + C.T^2 \quad (16)$$

Diketahui nilai

$$A = -1.104,6800$$

$$B = -0,14274000$$

$$C = 0,00007639$$

$$T = 298,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 88.893,42 \text{ K}$$

Maka nilai  $\Delta H^\circ_f$ ,

$$= A + (B \times T) + (C \times T^2)$$

$$= -1.104,6800 + (-0,14274000 \times 298,15) + (0,00007639 \times 88.893,42)$$

$$= -1.140,4474 \text{ KJ/mol}$$

Menentukan nilai  $\Delta H_R$

Menggunakan persamaan 16 didapat :

$$\Delta H_R = \Sigma(n\Delta H_f)_{produk} - \Sigma(n\Delta H_f)_{reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{R,298,15} = \Sigma\Delta H^\circ_{f produk} - \Sigma\Delta H^\circ_{f reaktan}$$

$$= (1 \times (-1.140,4474 \text{ KJ/mol})) - ((1 \times (-1.271 \text{ KJ/mol})) + 0 \text{ KJ/mol})$$

$$= -1.140,4474 \text{ KJ/mol} - (-1.271 \text{ KJ/mol})$$

$$= 130,5526 \text{ KJ/mol}$$

Nilai entalpi reaksi yang bernilai positif menunjukkan reaksi endotermis atau memerlukan kalor dari luar sistem

Mencari nilai  $\Delta G^\circ_f$

Dikutip dari web Chemeo (2022), nilai energi bebas gibbs per komponen reaksi dapat ditampilkan di tabel 1.11.

**Tabel 1.11**, nilai energi bebas gibbs dengan metode perhitungan Joback

|          |         |        |
|----------|---------|--------|
| Fruktosa | -774,75 | KJ/mol |
| Hidrogen | 0       | KJ/mol |
| Manitol  | -831,04 | KJ/mol |

Persamaan perubahan energi bebas gibbs ditentukan dengan persamaan 17

$$\Delta G^\circ_f = \Sigma (n\Delta G^\circ_f)_{produk} - \Sigma (n\Delta G^\circ_f)_{reaktan} \quad (17)$$

Maka, Persamaan menjadi

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_f (298,15 \text{ K}) &= \Sigma \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Sigma \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G^\circ_f \text{ Manitol}) - ((\Delta G^\circ_f \text{ Fruktosa}) + (\Delta G^\circ_f \text{ Hidrogen})) \\
 &= (-831,04) - ((-774,75) + 0) \text{ KJ/mol} \\
 &= -56,29 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

Nilai perubahan energi bebas gibbs negatif berarti reaksi dianggap menguntungkan dan dapat dijalankan

Menentukan konstanta kesetimbangan

Dari Van Ness (1997), persamaan (15.14)

$$\ln K_{298,15} = \frac{\Delta G^\circ_f}{RT} \quad (18)$$

$$= \frac{-(-56,29) \text{ KJ/mol}}{\frac{8.314 \cdot 10^{-3} \text{ KJ}}{\text{mol K}} \times 298,15 \text{ K}}$$

$$= 22,7071$$

$$K = \text{Exp}^{22,7071}$$

$$K = 7.270.599.339,34$$

Dari Van Ness (1997), persamaan (15.17)

$$\ln \frac{K}{K_{298,15 \text{ K}}} = \frac{\Delta H_{R,298,15 \text{ K}}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \quad (19)$$

Pada suhu 80°C (353,15 K) konstanta kesetimbangan dapat di hitung sebagai berikut

$$\ln \frac{K}{K_{298,15 \text{ K}}} = \frac{130,5526 \text{ KJ/K}}{8,314 \cdot 10^{-3} \text{ KJ/mol K}} \times \left( \frac{1}{298,15} - \frac{1}{353,15} \right) K$$

$$\ln K \frac{K}{K_{298,15 \text{ K}}} = -8,201997647$$

$$\frac{K}{K_{298,15 \text{ K}}} = 0,000274105$$

$$K = 1.992.910,95$$

Nilai  $K$  yang lebih besar dari 1 menyatakan bahwa reaksi berjalan ke arah kanan (produk) dan irreversible.

## **BAB II**

### **PERANCANGAN PRODUK**

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Manitol dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : Spesifikasi Produk, Spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas

#### **2.1 Spesifikasi Produk**

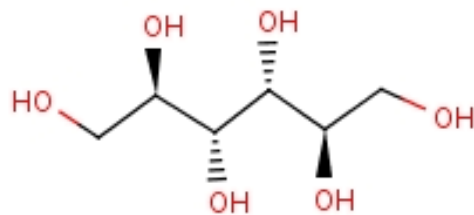
Manitol diperoleh dari hidrogenasi  $\beta$ -Fruktosa, sebuah isomer dari Fruktosa dengan atom karbon rantai kedua mengikat atom oksigen dengan ikatan ganda. Manitol juga bisa diperoleh dari hidrogenasi *manosa* karena struktur atom *manosa* sudah mendekati struktur atom manitol

Manitol merupakan jenis gula alkohol yang digunakan untuk pemanis dan obat-obatan Sebagai Pemanis Digunakan untuk pengobatan penderita diabetes karena kurang terserap oleh usus dan sebagai obat digunakan untuk mengurangi tekanan pada mata seperti pada glaukoma dan untuk menurunkan tekanan intrakranial.

Spesifikasi :

- Warna : Putih
- Fase : Padat, Serbuk
- Kemurnian : 98 – 99 %
- Kemungkinan Impuritas : Sorbitol

##### **2.1.1 Sifat Fisik**



**Gambar 2.1,** Struktur molekul manitol

**Tabel 2.1,** Tabel sifat-sifat fisik manitol

|                      |                                               |
|----------------------|-----------------------------------------------|
| Rumus Kimia          | C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> |
| Wujud                | Padat                                         |
| Kenampakan/Warna     | Putih                                         |
| pH                   | 5 – 6,5 (dalam wujud cair)                    |
| Kemurnian            | 90 – 98 %                                     |
| Berat Molekul        | 182,2 g/mol                                   |
| Densitas             | -                                             |
| Kemungkinan terbakar | Bisa dibakar, tapi tidak langsung             |
| Bau                  | Tidak berbau                                  |
| Titik leleh          | 165 – 169°C                                   |

### 2.1.2 Sifat Kimia Manitol

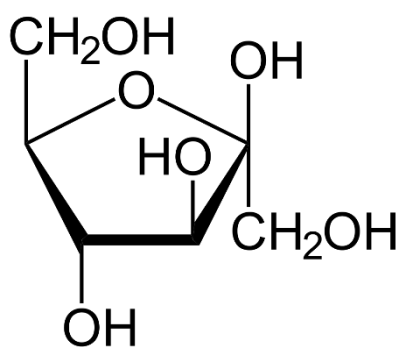
- a. Kelarutan pada air cukup rendah bila dibandingkan dengan sorbitol. Kelarutan manitol hanya 22 g/100 g air sedangkan kelarutan sorbitol sebesar 235 g / 100 g air. Akan tetapi, manitol dapat larut dengan pelarut organik seperti *ethanol* dan gliserol. Dan tidak larut sama sekali pada pelarut eter, keton, dan hidrokarbon

- b. Manitol mempunyai daya higroskopis yang kecil sehingga tidak menambah kelembaban dan tidak berkontribusi dalam penarikan kelembaban
- c. Manitol juga memiliki kereaktifan kimia rendah/ cenderung inert.
- d. Manitol mempunyai sensasi manis dan dingin di lidah maka dapat dipakai di komposisi obat tablet hisap. Walaupun, *xilitol* lebih banyak digunakan.

## 2.2 . Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Fruktosa ( $C_6H_{12}O_6$ )

Fruktosa atau lebih dikenal gula buah adalah salah satu monosakarida yang banyak ditemukan pada tumbuh-tumbuhan, khususnya buah-buahan. Juga termasuk salah satu dari tiga gula darah penting selain glukosa dan galaktosa. Fruktosa adalah polihidroksiketon dengan 6 atom karbon. Fruktosa merupakan isomer dari glukosa karena memiliki rumus molekul yang sama ( $C_6H_{12}O_6$ ), tetapi memiliki struktur atom yang berbeda



Gambar 2.2, Struktur Molekul Fruktosa

#### 2.2.1.1 Sifat Fisik Fruktosa

Tabel 2.2, Sifat-sifat fisik fruktosa

|                   |                |
|-------------------|----------------|
| Rumus Kimia       | $C_6H_{12}O_6$ |
| Wujud             | Padat          |
| Kenampakan/ Warna | Putih          |

|                      |                        |
|----------------------|------------------------|
| pH                   | 5 – 7                  |
| Berat Molekul        | 180,16 g/mol           |
| Densitas             | 1,59 g/cm <sup>3</sup> |
| Kemungkinan Terbakar | Tidak                  |
| Bau                  | Tidak Berbau           |
| Titik leleh/Lebur    | 100 – 104°C            |

#### 2.2.1.2 Sifat Kimia Fruktosa

- a. Kelarutan dengan air tinggi, mudah larut dalam air
- b. Fruktosa dapat difermentasi oleh ragi/bakteri secara anaerobik. Enzim dari ragi/bakteri akan mengubah fruktosa menjadi alkohol dan karbon dioksida. Karbon dioksida yang dilepaskan selama fermentasi akan tetap terlarut dalam air (adonan), di mana akan mencapai kesetimbangan dengan asam karbonat, kecuali jika ruang fermentasi dibiarkan terbuka ke udara. Karbon dioksida dan asam karbonat terlarut menghasilkan karbonasi dalam minuman fermentasi pada kemasan.
- c. Fruktosa mengalami reaksi *maillard*, reaksi *maillard* adalah pencoklatan non-enzimatis dengan asam amino. Karena fruktosa ada lebih banyak dalam bentuk rantai terbuka daripada glukosa, tahap awal reaksi *maillard* terjadi lebih cepat daripada glukosa. Oleh karena itu, fruktosa memiliki potensi untuk berkontribusi pada perubahan palatabilitas makanan, serta efek nutrisi lainnya, seperti warna coklat yang berlebihan, pengurangan volume dan kelembutan selama persiapan kue, dan pembentukan senyawa mutagenik.

- d. Fruktosa dengan mudah mengalami dehidrasi menghasilkan *hydroxymethylfurfural* (“HMF”) Proses ini pada masa mendatang dapat menjadi bagian dari sistem netral karbon berbiaya rendah untuk menghasilkan pengganti bensin dan solar dari pembangkit listrik

### 2.2.2 Hidrogen (H<sub>2</sub>)

Hidrogen adalah gas dengan jumlah yang melimpah di alam semesta, memiliki simbol H dalam sistem periodik unsur dan menempati bilangan nomor atom 1. Hidrogen berasal dari bahasa yunani *Hydro* (air), dan *Genes* (Membentuk). Sehingga bila diterjemahkan secara bersamaan artinya menjadi pembentuk air. Hal ini disebabkan unsur Hidrogen yang paling sering kita jumpai berwujud cairan setelah berikatan dengan atom oksigen membentuk molekul H<sub>2</sub>O yang kita kenal dengan “air”

#### 2.2.2.1 Sifat Fisik Hidrogen

**Tabel 2.3,** Sifat-sifat fisik Hidrogen

|                      |                                |
|----------------------|--------------------------------|
| Rumus Kimia          | H <sub>2</sub>                 |
| Wujud                | Gas (Pada suhu ruangan)        |
| Kenampakan/Warna     | Tidak terlihat/ tidak berwarna |
| pH                   | -                              |
| Berat Molekul        | 2 g/mol                        |
| Densitas             | 0,07 (gas, udara = 1),         |
| Kemungkinan Terbakar | Sangat mudah terbakar          |

|             |              |
|-------------|--------------|
| Bau         | Tidak berbau |
| Titik leleh | -259.15 °C   |

#### 2.2.2.2 Sifat Kimia Hidrogen

- Reaksi dengan halogen ( $X_2$ ), Hidrogen yang bereaksi dengan Halogen ( $X_2$ ) akan menghasilkan gas hidrogen halida dengan reaksi  $H_2(g) + X_2(g) \rightarrow 2 HX(g)$  ( $X = F, Cl, Br, I$ ) contoh menjadi HCL atau dikenal sebagai asam klorida
- Reaksi dengan oksigen ( $O_2$ ), Hidrogen bereaksi dengan oksigen akan membentuk air ( $H_2O$ ), reaksi terjadi pada kondisi eksotermis tinggi.  $2 H_2(g) + O_2(g) \rightarrow H_2O(l) \quad \Delta H^\circ_{298} = -286,02 \text{ kJ/mol}$
- Di atas  $550^\circ\text{C}$  reaksi menimbulkan *Flame Propagation*, ledakan atau detonasi (reaksi *oxyhydrogen*).
- Reaksi dengan Nitrogen ( $N_2$ ), reaksi antara Hidrogen dan nitrogen akan membentuk amonia dengan reaksi  $3 H_2(g) + N_2(g) (673 \text{ K}, 200 \text{ atm}, Fe) \rightarrow 2NH_3(g) \quad \Delta H^\circ = -92,6 \text{ kJ/mol}$
- Reaksi dengan logam, dapat bereaksi dengan banyak logam membentuk *hydrides*. Tergantung pada sifat dari ikatan hidrogen, *hydrides* di klasifikasikan menjadi 3 bagian utama: Garam, Kovalen. Dan Logam
- Hidrogen memiliki sifat yang sangat reaktif sehingga mudah sekali berikatan dengan unsur lainnya. Oleh karena itulah kita hanya menemukan hidrogen dalam bentuk molekul bukan unsur lagi karena Hidrogen sudah berikatan dengan unsur lainnya

## **2.3 Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas dilakukan bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini harus dilakukan mulai dari persiapan bahan baku sampai menjadi produk akhir siap kemas. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik manitol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

### **2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.**

Pengendalian kualitas dari bahan baku bertujuan agar kualitas dari bahan baku yang akan digunakan sudah sesuai atau belum. Hal ini disebabkan karena pembentukan manitol yang berkualitas membutuhkan kemurnian bahan baku yang tinggi

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk berkualitas baik sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai rencana atau melebihi rencana dengan waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan yang tidak sesuai dengan standar, kesalahan dalam operasi/ proses, dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil pemantauan (*monitoring*) atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik manitol ini meliputi :

#### **a) Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku/ bahan mentah dimaksudkan untuk mengetahui apakah kualitas bahan baku yang akan digunakan sudah sesuai dengan kriteria yang diinginkan atau belum. Apabila setelah di analisa ternyata masih belum memenuhi, maka kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada pemasok/ *supplier*.

#### **b) Pengendalian kualitas produk**

Pengendalian kualitas produk sangat penting untuk menjaga reputasi perusahaan. Bila ditemukan produk yang cacat/ tidak sesuai standar yang sudah berlaku, maka produk tidak akan dipasarkan.

- c) Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lainya)

Pengendalian kualitas yang dimaksud adalah pengawasan produk terutama manitol yang sudah jadi. Pada saat akan dipindahkan dari gudang penyimpanan sementara ke gudang penyimpanan tetap (gudang stok), dan dari gudang penyimpanan tetap ke mobil truk distributor hingga bisa sampai ke pembeli.

### **2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses**

Pengendalian produksi dilakukan guna kualitas produk yang akan dihasilkan memenuhi baku mutu yang sudah ditetapkan. Pengendalian dilakukan pada setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk akhir siap jual. Pengendalian ini meliputi pengawasan (*monitoring*) terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat-alat pengendalian yang berpusat pada ruang kendali (*control room*), dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kendali terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain :

- a. *Level Controller*

*Level Controller* merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki/ vessel

b. *Flow Rate Controller*

*Flow Rate Controller* merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

c. *Temperature Controller*

*Temperature Controller* merupakan alat yang mempunyai batasan nilai suhu (*set point*) yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point*-nya maka output dari alat tersebut akan bekerja. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

d. *Level Indikator*

*Level Indikator* merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki yang berfungsi sebagai sensor indikator ketika sudah mencapai batas limit atas desain tangki

e. *Pressure Indikator*

*Pressure Indikator* merupakan alat yang berfungsi untuk memberikan batasan atas. Ketika tekanan sudah melebihi *setpoint* sensor yang digunakan maka alat segera memberikan sinyal listrik menuju *pressure controller* agar segera membuka katup *relief valve* sehingga tidak terjadi akumulasi gas yang berlebih.

f. *Pressure Controller*

*Pressure Controller* merupakan alat yang berfungsi untuk membuka *relief valve* agar gas yang terakumulasi pada bagian atas reaktor dapat segera dilepaskan.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi di susun dan proses produksi dijalankan, perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi di harapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu sesuai jadwal yang sudah ditetapkan.

### **2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk dilakukan pada kemurnian produk Manitol. Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

### **2.3.4 Pengendalian Waktu Produksi**

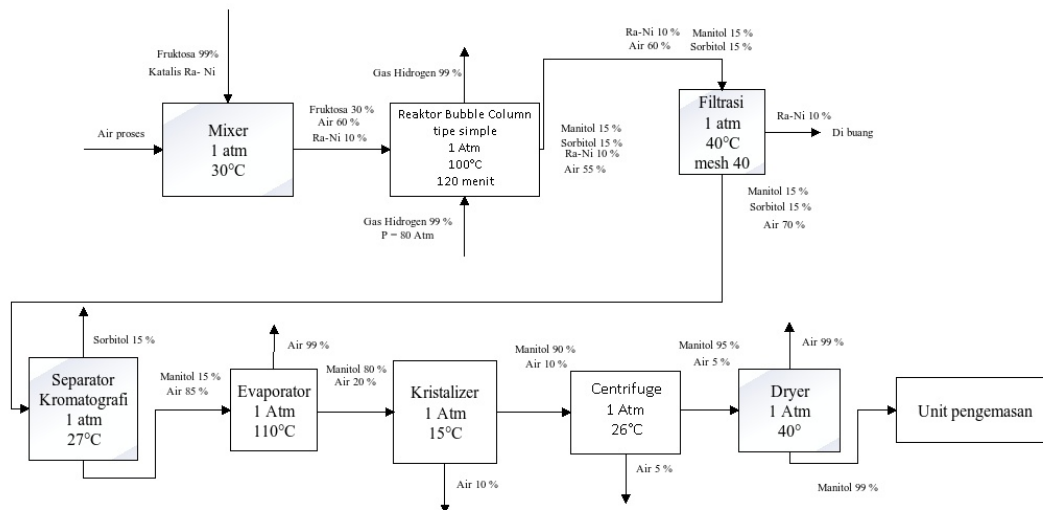
Pengendalian waktu juga diperlukan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

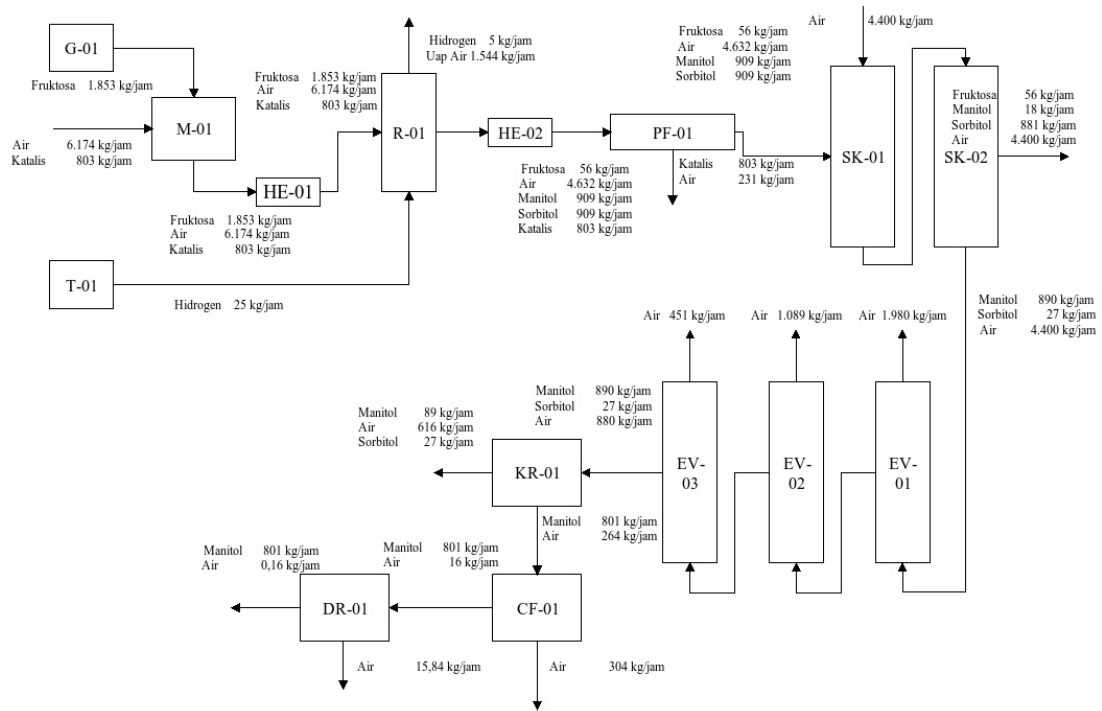
#### 3.1 DIAGRAM ALIR

##### 3.1.1 DIAGRAM ALIR KUALITATIF



Gambar 3.1, Diagram Alir Kualitatif

### 3.1.2 DIAGRAM ALIR KUANTITATIF



Gambar 3.2, Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 URAIAN PROSES

Pabrik Manitol diproduksi dengan kapasitas 6.000 ton per tahun, dari bahan baku Fruktosa dan Hidrogen yang akan beroperasi selama 24 jam per hari dalam waktu 312 hari selama setahun. Secara garis besar pabrik ini terdiri dari 3 proses reaksi yaitu reaksi hidrogenasi, pemurnian, pengeringan.

### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Pabrik Manitol ini membutuhkan bahan baku utama yaitu berupa Fruktosa dan Hidrogen. Bahan baku diproses terlebih dahulu agar sesuai dengan kondisi operasi di reaktor untuk bereaksi. Secara garis besar persiapan bahan baku adalah sebagai berikut :

#### a. Fruktosa

Fruktosa didapatkan dari mengimpor dari *merchant* dagang dari luar negeri seperti Tiongkok. Fruktosa yang dikemas dalam drum-drum akan disimpan dalam gudang bahan baku dan didiamkan selama 5 hari kemudian dimasukkan ke alat *conveyor* untuk dialirkan ke *mixer* untuk dicampur dengan air dan ditambah katalis, kemudian melewati *preheater* dan di *setting* dari suhu keluaran *mixer* 50°C ke suhu 100°C dan tekanan tetap pada 1 atm.

#### b. Hidrogen

Gas Hidrogen diperoleh dari Perusahaan Progas Energi Perkasa, Jawa Barat dan disimpan dalam tangki berbentuk bola dengan suhu 27°C kemudian dialirkan menuju reaktor *bubble column* dengan tekanan 70 – 80 atm dengan bantuan kompresor. Sebelumnya di masukan ke *preheater* agar suhu menjadi 100°C sehingga saat bercampur gas siap bereaksi dengan larutan fruktosa dibantu katalis yang ikut bersama larutan fruktosa.

### 3.2.2 Tahap Reaksi

Bahan baku Fruktosa yang bercampur dengan air ditambah katalis dialirkan menuju empat unit reaktor *bubble column reactor* dengan dimensi serupa. Dari bawah reaktor gas hidrogen bertekanan 80 atm dibagi merata dan disemprotkan sehingga di dalam reaktor gas akan berdifusi dengan larutan fruktosa dibantu katalis padat yang diasumsikan teraduk oleh gas hidrogen yang keluar. Karena sifat reaksi hidrogenasi Fruktosa endotermis (berkebalikan dengan reaksi Glukosa yang eksotermis), maka akan terjadi penurunan suhu karena keperluan kalor. Sehingga diperlukan jaket pemanas berisi *steam* untuk membantu menahan suhu tetap pada 100°C. Suhu produk keluar pada suhu 100°C dan langsung dialirkan menuju *cooler* dan filter. Hasil dari *Bubble Column Reactor* memiliki rata-rata 50 : 50 manitol dan sorbitol

### **3.2.3 Tahap Pemisahan & Pemurnian**

#### **a. Tahap Pemisahan Hidrogen**

Gas Hidrogen yang tersisa dilepaskan langsung ke udara bebas, karena gas Hidrogen mudah bereaksi dengan udara tepatnya oksigen dan membentuk molekul air yang tidak berbahaya.

#### **b. Tahap Pemisahan Katalis**

Larutan yang terbentuk memasuki *cooler* untuk mendinginkan dari suhu 100°C ke 40°C atau lebih rendah. Tujuannya agar menjaga *cloth filter* yang digunakan untuk menyaring katalis tidak cepat rusak karena suhu tinggi. Semua katalis disaring menggunakan *Press Filter* tipe *Plate and Frame Press Filter* dan hampir semua (sekitar 99 %) katalis berhasil tersaring

#### **c. Pemisahan Manitol dan Sorbitol**

Larutan manitol dan sorbitol yang terbentuk akan dimasukkan ke kolom separator kromatografi dengan resin penukar ion dari asetat selulosa yang sudah serin digunakan dalam industri pangan dan obat-obatan. Di harapkan 97 % manitol keluar dari kolom separator dan 98 % sorbitol terpisah keluar. Walau pada kenyataannya bisa jadi lebih atau kurang. Cairan keluar dari kolom separator kemudian di masukan ke evaporator 3 tahap untuk mengeluarkan air dari larutan manitol yang terbentuk

#### d. Pemekatan Produk

Larutan Manitol yang sudah terbentuk dipekatkan dengan cara dimasukkan ke evaporator 3 tahap mengingat kemampuan maksimum evaporator hanya 50 % air teruapkan sehingga tahap pertama dan kedua diharapkan 45 % air menguap dari volume air yang terlarut. Dan tahap ketiga sisanya sampai kurang lebih 75 % - 80 % volume total air (Volume awal saat masuk evaporator tahap 1) berhasil di uapkan.

#### e. Pemurnian Produk

Produk yang sudah dipekatkan kemudian di dinginkan dengan *cooler* kemudian didinginkan lagi dengan pendingin di *kristalizer*. Di *kristalizer* diharapkan setidaknya 80 % mengkristal membentuk serbuk yang mengendap di air pembawa kemudian dimasukkan ke *centrifuge* untuk membuang sisa air yang masih ada.

Langkah terakhir adalah *drying/* pengeringan menggunakan *rotary dryer*. Serbuk manitol yang berhasil di dapatkan kemudian di bawa ke tangki penyimpanan dan siap dikemas di unit pengemasan produk.

### 3.2.4 Tahap Penyimpanan

Penyimpanan manitol dengan fase padat dilakukan dengan menyimpan di tangki penyimpanan, manitol juga bisa disimpan dengan fase cair bila diperlukan dengan cara setelah pemekatan cukup didinginkan saja tidak perlu melewati proses kristalisasi, *centrifuge*, dan pengeringan.

### 3.3 SPESIFIKASI ALAT/MESIN

#### 3.3.1 Mixer

|                          |                                                                    |
|--------------------------|--------------------------------------------------------------------|
| Simbol                   | M-01                                                               |
| Fungsi                   | Mencampur Fruktosa bubuk dengan air proses dan ditambahkan katalis |
| Tekanan Operasi (atm)    | 1                                                                  |
| Suhu Operasi (°C)        | 50                                                                 |
| Spesifikasi              |                                                                    |
| Jenis Pengaduk           | Marine Propeller With 3 Blade                                      |
| Daya Pengaduk (HP)       | 1                                                                  |
| Bahan Konstruksi         | Carbon Steel SA 129 Grade A                                        |
| Tebal <i>Shell</i> (in)  | 0,375                                                              |
| Tebal <i>Head</i> (in)   | 0,375                                                              |
| Tebal <i>Bottom</i> (in) | 0,375                                                              |
| Tebal Jaket Pemanas (m)  | 0,0909                                                             |
| Tebal Isolasi (m)        | 0,05                                                               |
| Bahan Isolasi            | Asbestos                                                           |
| Diameter Total (m)       | 4,3494                                                             |
| Tinggi Total (m)         | 6,0353                                                             |

### 3.3.2 Kompresor

|               |                                                           |
|---------------|-----------------------------------------------------------|
| Simbol        | C-01                                                      |
| Fungsi        | Menaikkan Tekanan Gas Hidrogen dari Tangki Menuju Reaktor |
| Jenis         | <i>Sentrifugal Single Stage</i>                           |
| Bahan         | <i>Carbon Steel</i>                                       |
| Suhu (°C)     | 120                                                       |
| Tekanan (Atm) | 80                                                        |
| Power (Hp)    | 40                                                        |
| Jumlah Stage  | 1                                                         |

### 3.3.3 Heat Exchanger Heater

|                               |                              |
|-------------------------------|------------------------------|
| Simbol                        | HE-01                        |
| Fungsi                        | Memanaskan Campuran Fruktosa |
| Jenis                         | Double Pipe                  |
| Panjang Pipa (ft)             | 12,00                        |
| Hairpin                       | 1,00                         |
| Diameter Annulus (in)         | 4,026                        |
| Diameter Inner Pipe (in)      | 3,068                        |
| ho (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 222,17                       |
| hi (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 21490,20                     |
| Uc (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 217,39                       |
| Ud (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 102,04                       |
| Rd (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 0,0052                       |
| Pressure Drop                 |                              |
| Annulus (Psi)                 | 1,00                         |
| Inner Pipe (Psi)              | 0,06                         |

### 3.3.4 Reaktor

|                                 |                                                                            |
|---------------------------------|----------------------------------------------------------------------------|
| Simbol                          | R-01                                                                       |
| Fungsi                          | Mereaksikan Larutan Fruktosa Dengan Hidrogen Dengan Bantuan Katalis Ra-Ini |
| Jenis                           | Simple Bubble Column Reactor                                               |
| Fasa                            | Cair - Gas                                                                 |
| Jumlah (Unit)                   | 4                                                                          |
|                                 |                                                                            |
| Tekanan Operasi (Atm)           | 1                                                                          |
| Suhu Operasi (°C)               | 100                                                                        |
| Konversi (%)                    | 97                                                                         |
| Selektivitas Manitol (%)        | 50                                                                         |
| Selektivitas Sorbitol (%)       | 50                                                                         |
| Bahan Konstruksi                | Carbon Steel SA-283 Grade B                                                |
| Diameter Dalam (m)              | 5,3154                                                                     |
| Tebal Dinding <i>Shell</i> (in) | 0,3750                                                                     |
| Tebal <i>Head</i> (in)          | 0,3750                                                                     |
| Tinggi Reaktor (m)              | 3                                                                          |
| Tebal Jaket Pemanas (cm)        | 25                                                                         |
| Tebal Isolasi (cm)              | 12                                                                         |
| Jenis Isolasi                   | Asbestos                                                                   |
| Jenis <i>Head &amp; Bottom</i>  | Torispherical Flanged & Dished Head                                        |
| Total Diameter Reaktor (m)      | 3,3795                                                                     |
|                                 |                                                                            |
| Diameter Lubang Orifice (m)     | 0,0006                                                                     |

|                                |         |
|--------------------------------|---------|
| Jumlah Lubang Sparger (lubang) | 690.325 |
| Luas Sparger (m <sup>2</sup> ) | 4,0676  |

### 3.3.5 Heat Exchanger Cooler I dan II

| Simbol                        | HE-02                                            | HE-03                                               |
|-------------------------------|--------------------------------------------------|-----------------------------------------------------|
| Fungsi                        | Mendinginkan Campuran Produk Keluar Dari Reaktor | Mendinginkan Campuran Produk Keluar Dari Evaporator |
| Jenis                         | Double Pipe                                      | Double Pipe                                         |
| Panjang Pipa                  | 12                                               | 12                                                  |
| Hairpin                       | 1                                                | 1                                                   |
| Diameter Annulus (in)         | 2,07                                             | 2,07                                                |
| Diameter Inner Pipe (in)      | 1,66                                             | 1,66                                                |
| ho (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 26.767,1969                                      | 2.757,6408                                          |
| hi (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 5.165,0940                                       | 2,2046                                              |
| Uc (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 3.333,3333                                       | 1,8315                                              |
| Ud (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 14,7493                                          | 14,6628                                             |
| Rd (BTU/h ft <sup>2</sup> °F) | 0,0675                                           | 0,4778                                              |
| Pressure Drop                 |                                                  |                                                     |
| Annulus (Psi)                 | 0,06                                             | 0,01                                                |
| Inner Pipe (Psi)              | 0,0026                                           | 0,01                                                |

### 3.3.6 Press Filter

|                                               |                                            |
|-----------------------------------------------|--------------------------------------------|
| Simbol                                        | FP-01 - FP-04                              |
| Fungsi                                        | Menyaring Katalis Yang Keluar Dari Reaktor |
| Type                                          | Plate And Frame Filter                     |
| Spesifikasi                                   |                                            |
| Suhu Operasi (°C)                             | 40                                         |
| Tekanan Operasi (Atm)                         | 1                                          |
| Ukuran Filter Chamber (mm)                    | 360                                        |
| Jumlah Plate n Frame (unit)                   | 9                                          |
| Bahan Media Filter                            | Woven Fabric                               |
| Waktu Siklus (jam)                            | 2                                          |
| Jumlah Alat (unit)                            | 6                                          |
| Kebutuhan Air Pencuci Total (m <sup>3</sup> ) | 57,966                                     |

### 3.3.7 Separator Kromatografi

|                                          |                                                |
|------------------------------------------|------------------------------------------------|
| Simbol                                   | SK-01 dan SK-02                                |
| Fungsi                                   | Memisahkan Antara Larutan Manitol dan Sorbitol |
| Tipe                                     | Menara dengan bahan isian                      |
| Material                                 | Carbon Steel SA-283 C                          |
| Jumlah Unit                              | 2                                              |
| Kondisi Operasi                          |                                                |
| Suhu (°C)                                | 40                                             |
| Tekanan (Atm)                            | 1                                              |
| Waktu Tinggal (menit)                    | 30                                             |
| Spesifikasi                              |                                                |
| Diameter (m)                             | 3                                              |
| Tinggi (m)                               | 2                                              |
| Bahan Isian                              | Asetat Sellulosa                               |
| Jumlah Bahan Isian (kg)                  | 2.052,2438                                     |
| Luas Penampang Menara (ft <sup>2</sup> ) | 75,0000                                        |
| Tebal Shell (m)                          | 0,025                                          |
| Tebal Head (m)                           | 0,025                                          |
| Bentuk Head                              | Ellitptical Dished Head                        |

### 3.3.8 Evaporator I

|                   |                                                                      |
|-------------------|----------------------------------------------------------------------|
| Simbol            | EV-01                                                                |
| Fungsi            | Menguapkan 45 % air dari volume air saat masuk ke evaporator tahap 1 |
| Jenis             | Long Tube Evaporator                                                 |
| Bahan Konstruksi  | <i>Carbon Steel</i>                                                  |
| Kondisi Operasi   |                                                                      |
| Shell             |                                                                      |
| ID Shell (in)     | 12                                                                   |
| Tube              |                                                                      |
| OD Tube (in)      | 1                                                                    |
| BWG               | 16                                                                   |
| Pitch (in)        | 1,25                                                                 |
| Jumlah Tube       | 52                                                                   |
| L (ft)            | 16                                                                   |
| Tebal Shell (in)  | 0,1875                                                               |
| Tebal Head (in)   | 0,1875                                                               |
| Tebal Bottom (in) | 0,1875                                                               |
| Pressure Drop     |                                                                      |
| Shell (psi)       | 0,1467                                                               |
| Tube (psi)        | 6,0495                                                               |

### 3.3.9 Evaporator II

|                   |                                                                   |
|-------------------|-------------------------------------------------------------------|
| Simbol            | EV-02                                                             |
| Fungsi            | Menguapkan 45 % air dari volume air tersisa di evaporator tahap 1 |
| Jenis             | Long Tube Evaporator                                              |
| Bahan Konstruksi  | <i>Carbon Steel</i>                                               |
| Kondisi Operasi   |                                                                   |
| Shell             |                                                                   |
| ID Shell (in)     | 13,25                                                             |
| Tube              |                                                                   |
| OD Tube (in)      | 1                                                                 |
| BWG               | 16                                                                |
| Pitch (in)        | 1,25                                                              |
| Jumlah Tube       | 66                                                                |
| L (ft)            | 16                                                                |
| Tebal Shell (in)  | 0,1875                                                            |
| Tebal Head (in)   | 0,1875                                                            |
| Tebal Bottom (in) | 0,1875                                                            |
| Pressure Drop     |                                                                   |
| Shell (psi)       | 2,0875                                                            |
| Tube (psi)        | 1,7165                                                            |

### 3.3.10 Evaporator III

|                   |                                                                      |
|-------------------|----------------------------------------------------------------------|
| Simbol            | EV-03                                                                |
| Fungsi            | Menguapkan 33,88 % air dari volume air tersisa di evaporator tahap 2 |
| Jenis             | Long Tube Evaporator                                                 |
| Bahan Konstruksi  | <i>Carbon Steel</i>                                                  |
| Kondisi Operasi   |                                                                      |
| Shell             |                                                                      |
| ID Shell (in)     | 10                                                                   |
| Tube              |                                                                      |
| OD Tube (in)      | 1                                                                    |
| BWG               | 16                                                                   |
| Pitch (in)        | 1,25                                                                 |
| Jumlah Tube       | 32                                                                   |
| L (ft)            | 16                                                                   |
| Tebal Shell (in)  | 0,1875                                                               |
| Tebal Head (in)   | 0,1875                                                               |
| Tebal Bottom (in) | 0,1875                                                               |
| Pressure Drop     |                                                                      |
| Shell (psi)       | 2,5789                                                               |
| Tube (psi)        | 0,4252                                                               |

### 3.3.11 Kristalizer

|                           |                                                             |
|---------------------------|-------------------------------------------------------------|
| Simbol                    | KR-01 - KR-03                                               |
| Fungsi                    | Mengkristalkan Larutan Manitol Pekat Menjadi Manitol Serbuk |
| Tekanan Operasi (atm)     | 1                                                           |
| Suhu Operasi (°C)         | 15                                                          |
| Spesifikasi               |                                                             |
| Tipe Kristalizer          | Batch Stirred Tank Crystallizer With Cooling Coil           |
| Jenis Pengaduk            | Paddle With 2 Blade                                         |
| Daya Pengaduk (HP)        | 234                                                         |
| Bahan Konstruksi          | Carbon Steel SA-129 Grade B                                 |
| Tebal <i>Shell</i> (in)   | 0,3125                                                      |
| Tebal <i>Head</i> (in)    | 0,3125                                                      |
| Tebal <i>Conical</i> (in) | 0,3125                                                      |
| Panjang Coil (m)          | 2,5                                                         |
| Jumlah Lilitan Coil       | 1                                                           |
| Tebal Isolasi (m)         | 0,005                                                       |
| Bahan Isolasi             | Asbestos                                                    |
| Diameter Total (m)        | 2,8687                                                      |
| Tinggi Total (m)          | 7,0663                                                      |
| Jumlah Unit               | 3                                                           |

### 3.3.12 Centrifuge

|                        |                                                        |
|------------------------|--------------------------------------------------------|
| Simbol                 | CF-01 - CF-03                                          |
| Fungsi                 | Memisahkan Serbuk Manitol Yang Terbentuk Dari Sisa Air |
| Jenis                  | Conturbex CX III Centrifuge                            |
| Produsen               | SiebTechnik                                            |
| Spesifikasi            |                                                        |
| Drum Diameter          | 1 m                                                    |
| Drive Motor Power (kW) | 90                                                     |
| Panjang (m)            | 3                                                      |
| Lebar (m)              | 2,4                                                    |
| Tinggi (m)             | 2,3                                                    |
| Massa Alat (kg)        | 8.000                                                  |
| Jumlah Alat (unit)     | 3                                                      |

### 3.3.13 Dryer

|                        |                                                |
|------------------------|------------------------------------------------|
| Simbol                 | DR-01 - DR-06                                  |
| Fungsi                 | Mengeringkan Serbuk Manitol Dengan Udara Panas |
| Jenis                  | Rotary Dryer                                   |
| Kondisi Operasi        |                                                |
| Tekanan Operasi (atm)  | 1                                              |
| Suhu Udara Masuk (°C)  | 100                                            |
| Suhu Udara Keluar (°C) | 80                                             |
| Spesifikasi Alat       |                                                |
| Diameter (m)           | 1,8127                                         |
| Panjang Alat (m)       | 9                                              |
| Bahan Alat             | Carbon Steel SA-129 Grade B                    |
| Tebal Shell (in)       | 0,25                                           |
| Daya Motor (HP)        | 5                                              |
| Slope (°)              | 30                                             |
| Jumlah Flight          | 5                                              |
| Tinggi Flight (m)      | 0,9063                                         |
| Jarak Sudu (m)         | 0,9063                                         |

### 3.3.14 Pompa – Pompa

|                                     |                                                    |
|-------------------------------------|----------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-01                                               |
| Fungsi                              | Mengalirkan Campuran Fruktosa Dari Mixer ke Heater |
| Jenis                               | High Speed Centrifugal Pump Single Stage           |
| Bahan                               | Carbon Steel                                       |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 32,9546                                            |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 2,0066                                             |
| Power Pompa (HP)                    | 2,2917                                             |
| Power Motor (HP)                    | 3                                                  |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 5000                                               |
| Ukuran Pipa                         |                                                    |
| ID (in)                             | 3,068                                              |
| OD (in)                             | 3,500                                              |
| Sch. Number                         | 40                                                 |
| IPS                                 | 3                                                  |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 7,38                                               |

|                                     |                                                  |
|-------------------------------------|--------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-02 - P-05                                      |
| Fungsi                              | Mengalirkan Larutan Dari Reaktor ke Filter Press |
| Jenis                               | Single Stage Centrifugal Pump                    |
| Bahan                               | Carbon Steel                                     |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 15,8802                                          |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 0,5443                                           |
| Power Pompa (HP)                    | 0,0142                                           |
| Power Motor (HP)                    | 1,5                                              |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 3500                                             |
| Ukuran Pipa                         |                                                  |
| ID (in)                             | 4,026                                            |
| OD (in)                             | 4,5                                              |
| Sch. Number                         | 40                                               |
| IPS                                 | 4                                                |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 12,7                                             |

|                                     |                                                                 |
|-------------------------------------|-----------------------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-06-P-07                                                       |
| Fungsi                              | Mengalirkan Larutan Dari Press Filter Ke Separator Kromatografi |
| Jenis                               | Single Stage Centrifugal Pump                                   |
| Bahan                               | Carbon Steel                                                    |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 51,8006                                                         |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 1,7747                                                          |
| Power Pompa (HP)                    | 0,1508                                                          |
| Power Motor (HP)                    | 1,5                                                             |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 3.500                                                           |
| Ukuran Pipa                         |                                                                 |
| ID (in)                             | 4,026                                                           |
| OD (in)                             | 4,5                                                             |
| Sch. Number                         | 40                                                              |
| IPS                                 | 4                                                               |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 12,7                                                            |

|                                     |                                                       |
|-------------------------------------|-------------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-08                                                  |
| Fungsi                              | Mengalirkan Larutan Dari Kromatografi ke Evaporator 1 |
| Jenis                               | Single Stage Centrifugal Pump                         |
| Bahan                               | Carbon Steel                                          |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 46,5776                                               |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 1,7747                                                |
| Power Pompa (HP)                    | 0,0598                                                |
| Power Motor (HP)                    | 1,5                                                   |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 3.500                                                 |
| Ukuran Pipa                         |                                                       |
| ID (in)                             | 4,026                                                 |
| OD (in)                             | 4,5                                                   |
| Sch. Number                         | 40                                                    |
| IPS                                 | 4                                                     |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 12,7                                                  |

|                                     |                                                       |
|-------------------------------------|-------------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-09                                                  |
| Fungsi                              | Mengalirkan Larutan Dari Evaporator 1 ke Evaporator 2 |
| Jenis                               | Single Stage Centrifugal Pump                         |
| Bahan                               | Carbon Steel                                          |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 29,0277                                               |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 0,9945                                                |
| Power Pompa (HP)                    | 0,0201                                                |
| Power Motor (HP)                    | 1,5                                                   |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 3.500,0000                                            |
| Ukuran Pipa                         |                                                       |
| ID (in)                             | 4,026                                                 |
| OD (in)                             | 4,500                                                 |
| Sch. Number                         | 40                                                    |
| IPS                                 | 4                                                     |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 12,7                                                  |

|                                     |                                                       |
|-------------------------------------|-------------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-10                                                  |
| Fungsi                              | Mengalirkan Larutan Dari Evaporator 2 ke Evaporator 3 |
| Jenis                               | Single Stage Centrifugal Pump                         |
| Bahan                               | Carbon Steel                                          |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 19,3996                                               |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 0,6648                                                |
| Power Pompa (HP)                    | 0,0121                                                |
| Power Motor (HP)                    | 1,5                                                   |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 3.500                                                 |
| Ukuran Pipa                         |                                                       |
| ID (in)                             | 4,026                                                 |
| OD (in)                             | 4,500                                                 |
| Sch. Number                         | 40                                                    |
| IPS                                 | 4                                                     |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 12,7                                                  |

|                                     |                                                        |
|-------------------------------------|--------------------------------------------------------|
| Simbol                              | P-11                                                   |
| Fungsi                              | Mengalirsrkan Larutan Dari Evaporator 3 ke Kristalizer |
| Jenis                               | Single Stage Centrifugal Pump                          |
| Bahan                               | Carbon Steel                                           |
| Rate Volumetrik (m <sup>3</sup> /h) | 15,5097                                                |
| Kecepatan Aliran (m/s)              | 0,6648                                                 |
| Power Pompa (HP)                    | 0,0204                                                 |
| Power Motor (HP)                    | 1,5                                                    |
| Putaran Spesifik (rpm)              | 3.500                                                  |
| Ukuran Pipa                         |                                                        |
| ID (in)                             | 4,026                                                  |
| OD (in)                             | 4,500                                                  |
| Sch. Number                         | 40                                                     |
| IPS                                 | 4                                                      |
| Flow Area (in <sup>2</sup> )        | 12,7                                                   |

### 3.4 NERACA MASSA TOTAL

| Komponen                                            | Arus Masuk (kg/jam) |          |          |          |          | Arus Keluar (kg/jam) |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
|-----------------------------------------------------|---------------------|----------|----------|----------|----------|----------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
|                                                     | Arus 1              | Arus 2   | Arus 4   | Arus 5   | Arus 7   | Arus 4               | Arus 5   | Arus 6   | Arus 8   | Arus 10  | Arus 12  | Arus 14  | Arus 16  | Arus 18  | Arus 20  | Arus 21  | Arus 22  |
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>       |                     | 1,85E+03 |          |          |          |                      | 1,80E+03 |          |          | 5,56E+01 |          |          |          |          |          |          |          |
| H <sub>2</sub> O                                    | 6,11E+03            | 6,17E+01 |          |          | 4,40E+03 |                      |          | 1,54E+03 | 2,32E+02 | 4,40E+03 | 1,98E+03 | 1,09E+03 | 4,51E+02 | 6,16E+02 | 3,04E+02 | 1,60E-01 | 1,59E+01 |
| H <sub>2</sub>                                      |                     |          | 2,49E+01 |          |          | 2,01E+01             |          | 4,77E+00 |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> (man) |                     |          |          | 9,08E+02 |          |                      |          |          |          | 1,82E+01 |          |          |          | 8,90E+01 |          | 8,01E+02 |          |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> (sor) |                     |          |          | 9,08E+02 |          |                      |          |          |          | 8,81E+02 |          |          |          | 2,73E+01 |          |          |          |
| Katalis Ra-Ni                                       | 8,03E+02            |          |          |          |          |                      |          |          | 8,02E+02 |          |          |          |          | 2,47E-01 |          |          |          |
| Total                                               | 6,92E+03            | 1,91E+03 | 2,49E+01 | 1,82E+03 | 4,40E+03 | 2,01E+01             | 1,80E+03 | 1,55E+03 | 1,03E+03 | 5,35E+03 | 1,98E+03 | 1,09E+03 | 4,51E+02 | 7,32E+02 | 3,04E+02 | 8,01E+02 | 1,59E+01 |
|                                                     | 1,51E+04            |          |          |          |          | 1,51E+04             |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| Selisih                                             | 5,60E+01            |          |          |          |          |                      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |

### 3.5 NERACA ENERGI TOTAL

| Nama Alat    | Q (KJ/jam) | Q in      | Q out    |
|--------------|------------|-----------|----------|
| Mixer        | Q Larutan  | 5,71E+04  | 7,13E+05 |
|              | Q Steam    | 6,55E+05  |          |
|              | Total      | 7,13E+05  | 7,13E+05 |
| H.E Heater   | Q Larutan  | 7,13E+05  | 2,14E+06 |
|              | Q Steam    | 1,43E+06  |          |
|              | Total      | 2,14E+06  | 2,14E+06 |
| Reaktor      | Q Larutan  | 2,14E+06  | 1,55E+06 |
|              | Q Reaksi   |           | 1,21E+05 |
|              | Q Steam    | 1,21E+05  |          |
|              | Total      | 2,26E+06  | 1,67E+06 |
| H.E Cooler   | Q Larutan  | 1,75E+06  | 3,41E+05 |
|              | Q Coolant  | -1,41E+06 |          |
|              | Total      | 3,41E+05  | 3,41E+05 |
| Evaporator 1 | Q Larutan  | 2,97E+05  | 8,70E+05 |
|              | Q Steam    | 5,73E+05  |          |
|              | Total      | 8,70E+05  | 8,70E+05 |

|                  |                  |           |           |
|------------------|------------------|-----------|-----------|
| Evaporator<br>2  | Q<br>Larutan     | 8,72E+05  | 4,93E+05  |
|                  | Q Steam          | -3,79E+05 |           |
|                  | Total            | 4,93E+05  | 4,93E+05  |
| Evaporator<br>3  | Q<br>Larutan     | 4,93E+05  | 3,09E+05  |
|                  | Q Steam          | -1,85E+05 |           |
|                  | Total            | 3,09E+05  | 3,09E+05  |
| H.E Cooler<br>II | Q<br>Larutan     | 3,09E+05  | 5,09E+04  |
|                  | Q<br>Coolant     | -2,58E+05 |           |
|                  | Total            | 5,09E+04  | 5,09E+04  |
| Kristalizer      | Q<br>Larutan     | 5,09E+04  | -2,29E+04 |
|                  | Q<br>Coolant     | -7,38E+04 |           |
|                  | Total            | 2,29E+04  | 2,29E+04  |
| Dryer            | Q<br>Larutan     | 2,53E+03  | 4,32E+04  |
|                  | Q Udara<br>Panas | 4,06E+04  |           |
|                  | Total            | 4,32E+04  | 4,32E+04  |
| Total            |                  | 7.239.111 | 6.651.231 |
| Selisih          |                  | 587.879   |           |

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

Tata letak peralatan dan fasilitas merupakan salah satu bagian terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci sebelum mendirikan pabrik.

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik sangat penting dalam perencanaan pabrik dan akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan yang akan dilakukan di masa mendatang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat karena akan memberikan kontribusi yang sangat penting baik dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama adalah pabrik tidak hanya dibangun dengan *production cost* dan *operating cost* yang minimum, tapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang dipertimbangkan.

Lokasi Pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, di samping beberapa faktor lain yang harus diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain-lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

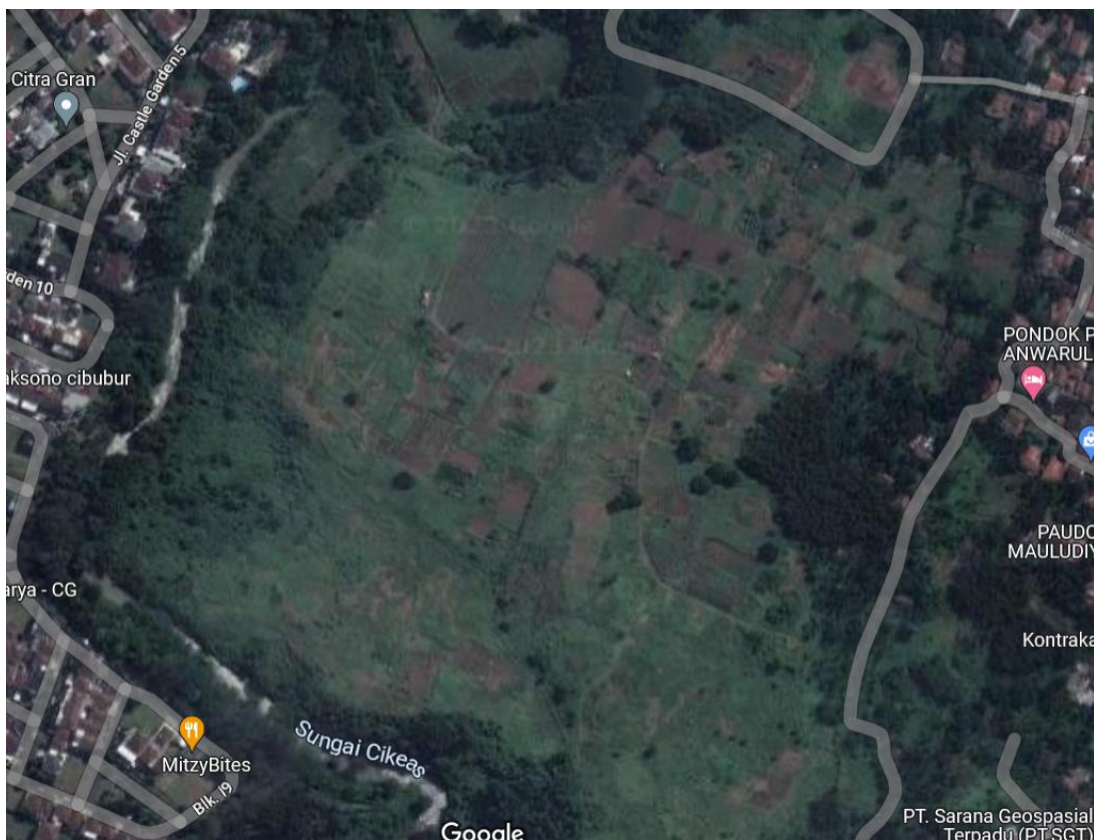
##### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

1. Ketersediaan bahan baku
2. Sarana utilitas yang cukup dan memadai
3. Transportasi dan distribusi yang lancar

4. Pemasaran yang cukup potensial
5. Penyediaan sumber daya manusia (tenaga kerja)
6. Keadaan iklim yang stabil

Dengan memerhatikan faktor-faktor yang dipertimbangkan di atas, maka lokasi yang tepat dan memenuhi syarat untuk lokasi pendirian pabrik sorbitol di rencanakan dibangun di daerah kendal, Jawa Tengah. Dan lokasi pabrik dapat pada gambar 4.1



**Gambar 4.1,** Perkiraan Lokasi Pabrik

#### **4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi

### 1. Perluasan Unit

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

### 2. Biaya dan Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Bekasi, Jawa Barat telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik. Adapun faktor-faktor lain meliputi :

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga terjangkau.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

### 3. Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dan mendukung dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

## **4.2 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (areal *handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peter & Timmerhaus 2004).

- a. Urutan proses produksi
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/ mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- h. Masalah pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti kantin tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters & Timmerhaus, 2004) :

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material *handling*
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*
3. Mengurangi ongkos produksi
4. Meningkatkan keselamatan kerja
5. Mengurangi kerja seminimum mungkin
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik

Secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu

#### 4.2.1 Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Area administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengembangan, pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta pengujian dan standarisasi produk yang akan dijual. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti poliklinik, mess, kantin, aula dan masjid.

#### 4.2.2 Area Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan area tempat alat-alat proses diletakan untuk kegiatan produksi dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

#### 4.2.3 Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan area tempat menyimpan alat-alat dan bahan kimia, tempat kegiatan umum, reparasi transportasi, dan parkir kendaraan.

#### 4.2.4 Area Utilitas dan Power Station

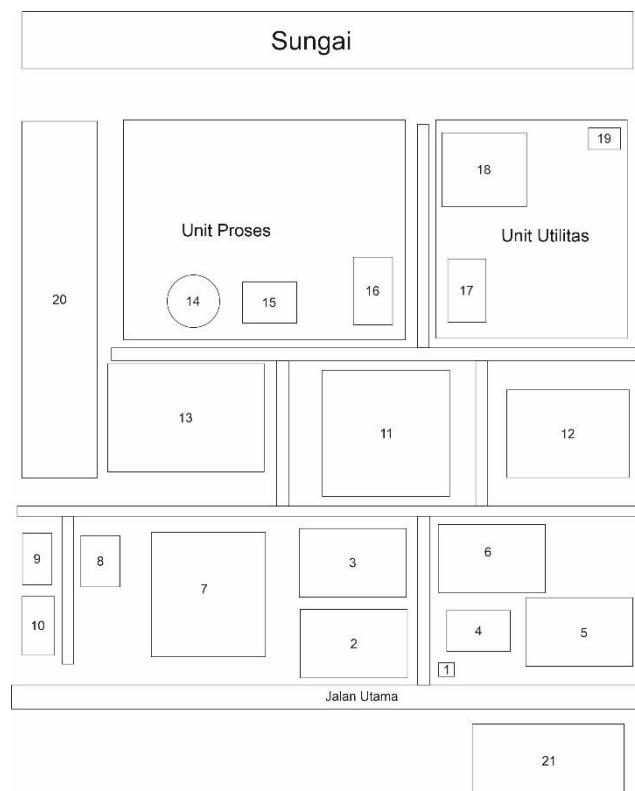
Merupakan area di mana kegiatan penyediaan air, *steam*, air pendingin dan tenaga listrik dipusatkan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Pendirian pabrik manitol ini direncanakan di bangun pada lahan seluas 3,5 ha dengan ukuran 187 meter x 187 meter. Adapun tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar 4.2 dan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel 4.1 dibawah ini :

**Tabel 4.1,** Perhitungan luas tanah dan bangunan

| Lokasi                     | Panjang (m) | Lebar (m) | Luas (m <sup>2</sup> ) |
|----------------------------|-------------|-----------|------------------------|
| Kantor Utama               | 30          | 20        | 600                    |
| Pos Keamanan/satpam        | 5           | 5         | 25                     |
| Mess Karyawan              | 60          | 40        | 2.400                  |
| Parkir Tamu                | 15          | 10        | 150                    |
| Parkir Karyawan            | 30          | 20        | 600                    |
| Parkir Truk                | 20          | 15        | 300                    |
| Kantor Teknik dan Produksi | 20          | 15        | 300                    |
| Klinik                     | 10          | 15        | 150                    |
| Masjid                     | 15          | 10        | 150                    |

|                        |     |    |        |
|------------------------|-----|----|--------|
| Kantin                 | 10  | 10 | 100    |
| Bengkel                | 20  | 15 | 300    |
| Unit Pemadam Kebakaran | 20  | 15 | 300    |
| Gudang Alat            | 30  | 20 | 600    |
| Laboratorium           | 25  | 15 | 375    |
| Utilitas               | 60  | 45 | 2.700  |
| Area Process           | 100 | 60 | 6.000  |
| Controll Room          | 20  | 15 | 300    |
| Controll Utilitas      | 10  | 10 | 100    |
| Jalan dan Taman        | 50  | 40 | 2.000  |
| Gedung Serbaguna       | 20  | 10 | 200    |
| Perluasan Pabrik       | 100 | 60 | 6.000  |
| Perluasan Jalan Utama  | 700 | 6  | 4.200  |
| Luas Bangunan          |     |    | 27.850 |
| Luas Tanah             |     |    | 34.813 |



**Gambar 4.2, Denah Pabrik**

Keterangan :

1. Pos Satpam

2. Parkir Tamu
3. Parkir Karyawan
4. Taman
5. Kantor Administrasi
6. Gedung Serbaguna
7. Bengkel
8. Masjid
9. Kantin
10. Klinik
11. PMK/ Safety
12. Gudang Alat
13. Parkir Truk Bongkar Muat
14. Tangki Gas Hidrogen
15. Gudang Fruktosa Bubuk
16. Lab Proses
17. Lab Utilitas
18. Boiler Room
19. Unit Penjernih Air
20. Area Perluasan
21. Mess Karyawan

#### **4.3 Tata Letak Alat Proses**

Dalam Perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

### 3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

### 4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

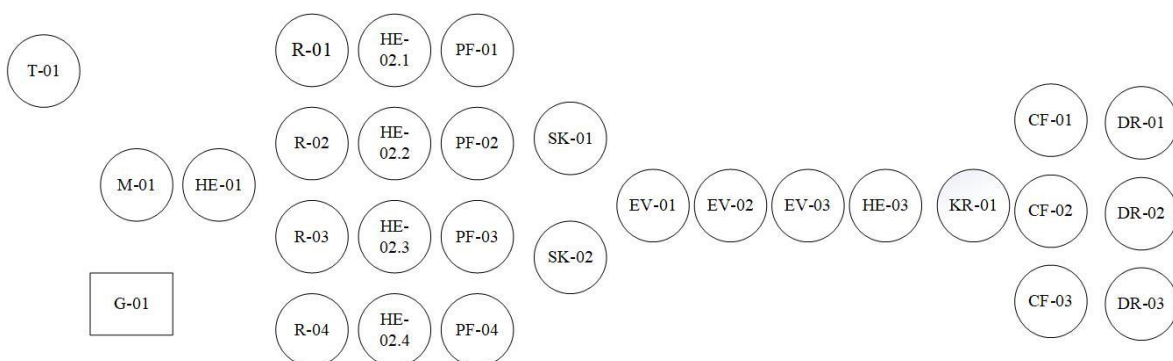
Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

### 5. Pertimbangan Ekonomi

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

### 6. Jarak Antar Alat Proses

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



**Gambar 4.3,** Denah Lay out alat-alat pabrik

#### Keterangan

|                   |                                                      |
|-------------------|------------------------------------------------------|
| T-01              | = Tangki Hidrogen                                    |
| G-01              | = Gudang Fruktosa padat                              |
| M-01              | = Mixer                                              |
| HE-01             | = Heat Exchanger Heater                              |
| R-01 – R-04       | = Reaktor I – Reaktor IV                             |
| HE-02.1 – HE-02.4 | = Heat Exchanger Cooler I – Heat Exchanger Cooler IV |
| PF-01 – PF-04     | = Press Filter I – Press Filter IV                   |
| SK-01             | = Separator Kromatografi tahap I                     |
| SK-02             | = Separator Kromatografi tahap II                    |
| EV-01             | = Evaporator tahap I                                 |
| EV-02             | = Evaporator tahap II                                |
| EV-03             | = Evaporator tahap III                               |
| HE-03             | = Heat Exchanger Cooler                              |
| KR-01             | = Kristalizer                                        |
| CF-01 – CF-03     | = Centrifuge I – Centrifuge III                      |
| DR-01 – DR-03     | = Rotary Dryer I – Rotary Dryer III                  |

#### **4.4 Organisasi Perusahaan**

##### **4.4.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan Pabrik Manitol ini yaitu Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan

modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi), Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah Mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen  
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas  
Suatu PT dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan
8. Mudah bergerak di pasar global.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.

5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pembururan.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Dalam menjalankan segala aktivitas suatu proses pabrik secara efisien dan efektif, di suatu perusahaan diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

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

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula pada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

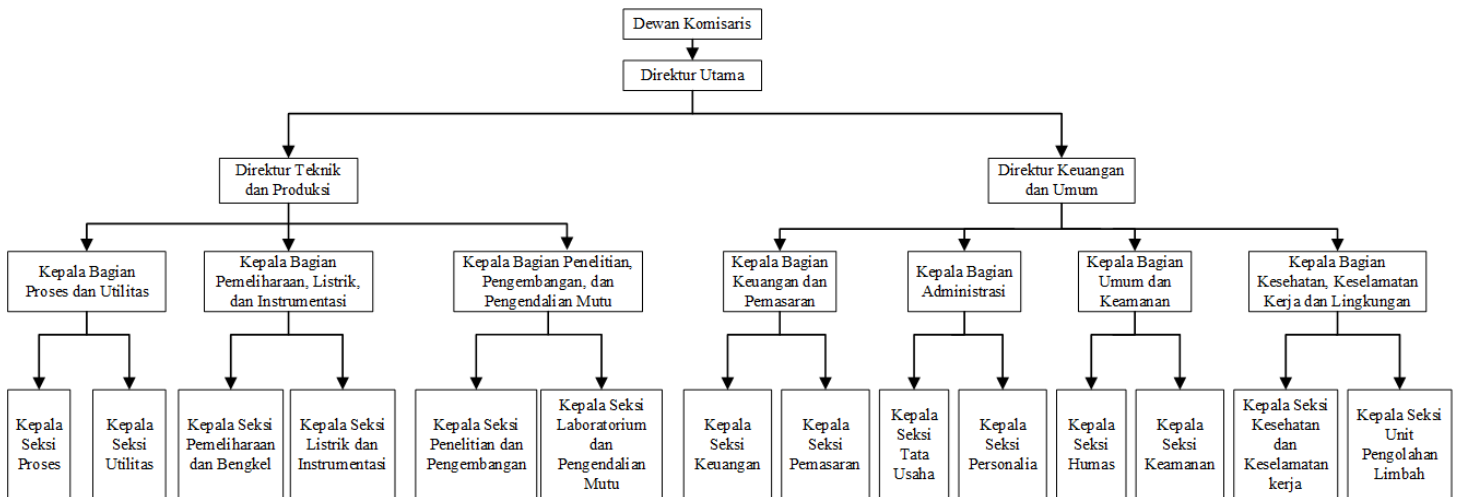
Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Di mana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok/regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, di mana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

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

Berikut gambar struktur organisasi Pabrik Manitol Fruktosa Dengan Proses Hidrogenasi Kapasitas 6.000 ton/tahun



**Gambar 4.4, Struktur Organisasi**

### 4.4.3 Tugas dan Wewenang

#### 1. Pemegang Saham

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

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

#### 2. Dewan Komisaris

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

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

### **3. Direktur Utama**

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

Tugas Direktur utama antara lain :

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada 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 persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik
2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **4. Staff Ahli**

Staff ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan Wewenang :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

#### **5. Kepala Bagian**

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

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

Tugas kepala bagian produksi yaitu mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi operasi dan laboratorium. Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi :

- Seksi Proses

Tugas Seksi Proses yaitu menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang serta mengawasi jalannya proses produksi.

- Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian yaitu menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium yaitu mengawasi dan menganalisa produk serta mengawasi kualitas buangan pabrik.

**b. Kepala Bagian Teknik**

Tugas Kepala Bagian Teknik yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan yaitu melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan *table* pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas yaitu melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *referigerant*, *steam*, dan tenaga listrik

**c. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi**

Tugas Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

**d. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran**

Tugas Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi

- Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian yaitu melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

- Seksi Pemasaran

Tugas Seksi pemasaran yaitu merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

**e. Kepala Bagian Keuangan, Administrasi, dan Umum**

Tugas Kepala Bagian Keuangan, Administrasi, dan Umum yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta Keamanan.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi

- Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan yaitu menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

- Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia yaitu membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungan supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis serta melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- Seksi Humas

Tugas Seksi Humas yaitu mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan

- Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan yaitu menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.

**f. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan**

Tugas Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan yaitu bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum dalam bidang penelitian dan pengembangan

produksi. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan membawahi seksi penelitian dan seksi pengembangan.

## **6. 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 maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

### **4.4.4 Status Karyawan**

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

#### **a. Karyawan Tetap**

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

#### **b. Karyawan Harian**

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

#### **c. Karyawan Borongan**

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

### **4.4.5 Ketenagakerjaan**

#### **1. Cuti Tahunan**

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun, Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

#### **2. Hari Libur Nasional**

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*)

### 3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

### 4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1 setiap bulan. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

**Tabel 4.2, Penggajian Karyawan**

| Jabatan                      | Jumlah | Gaji/orang/bulan | Gaji total/tahun   |
|------------------------------|--------|------------------|--------------------|
| Direktur Utama               | 1      | Rp30.000.000,00  | Rp360.000.000,00   |
| Direktur Teknik dan Produksi | 1      | Rp25.000.000,00  | Rp300.000.000,00   |
| Direktur Keuangan dan Umum   | 1      | Rp25.000.000,00  | Rp300.000.000,00   |
| Kepala Bagian                | 6      | Rp15.000.000,00  | Rp1.080.000.000,00 |
| Ka.Sek.Bagian                | 13     | Rp12.000.000,00  | Rp1.872.000.000,00 |
| Dokter                       | 1      | Rp5.000.000,00   | Rp60.000.000,00    |
| Perawat                      | 3      | Rp3.300.000,00   | Rp118.800.000,00   |
| Karyawan                     | 65     | Rp5.000.000,00   | Rp3.900.000.000,00 |
| Sopir                        | 6      | Rp5.000.000,00   | Rp360.000.000,00   |
| Cleaning Service             | 2      | Rp5.000.000,00   | Rp120.000.000,00   |
| Satpam                       | 2      | Rp5.000.000,00   | Rp120.000.000,00   |
| Jumlah                       | 101    | Rp135.300.000,00 | Rp8.590.800.000,00 |

### 5. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Manitol akan beroperasi 312 hari selama satu tahun dalam 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, Perawatan atau *Shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

- Pegawai non shift yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 50 jam per minggu, Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala

departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*

Senin – Kamis : 07.30 – 16.30 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 07.30 – 16.30 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 07.30 – 12.00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

b. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift*

*Shift I* : 08.00 – 16.00

*Shift II* : 16.00 – 24.00

*Shift III* : 24.00 – 08.00

**Tabel 4.3, Pembagian *Shift* karyawan**

| Regu | Hari |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |     |
|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
|      | 1    | 2   | 3   | 4   | 5   | 6   | 7   | 8   | 9   | 10  | 11  | 12  |
| A    | III  | III | III | *   | I   | I   | I   | II  | II  | II  | *   | *   |
| B    | *    | I   | I   | I   | II  | II  | II  | *   | *   | III | III | III |
| C    | I    | II  | II  | II  | *   | *   | III | III | III | *   | I   | I   |
| D    | II   | *   | *   | III | III | III | *   | I   | I   | I   | II  | II  |

#### 4.4.6 Fasilitas Karyawan

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

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

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

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan 2 pasang pakaian kerja setiap tahun. Selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan Minum

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

d. Koperasi

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

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun 1 kali, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri, besarnya setara dengan 1 bulan gaji

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan baik kecelakaan kerja ataupun kecelakaan lalu lintas

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

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

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktivitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya diserahkan tiap akhir minggu 4 kali sebulan

i. Mess Karyawan

Perusahaan membangun Mess untuk tempat tinggal bagi karyawan yang mungkin berasal dari luar kota, luar provinsi maupun luar pulau dengan biaya sewa yang cukup terjangkau dan fasilitas rumah tangga dasar disuplai oleh perusahaan

j. Gedung Serbaguna

Perusahaan memfasilitasi gedung yang bisa dimanfaatkan berbagai hal seperti sarana menyalurkan hobi (olahraga lapangan), acara pisah sambut, acara tujuh belasan, dan acara-acara bermanfaat lainnya.

k. Hak Cuti

- Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun

- Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 5 hari kerja terhitung sehari setelah hari Idul Fitri

#### 4.4.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA. Perinciannya sebagai berikut :

**Tabel 4.4,** Perincian minimal jenjang pendidikan

| Jabatan                 | Pendidikan |
|-------------------------|------------|
| Direktur Utama          | S-2        |
| Direktur                | S-2        |
| Kepala Bagian           | S-1        |
| Kepala Seksi            | S-1        |
| Staff Ahli              | S-1        |
| Sekretaris              | S-1        |
| Dokter                  | S-1        |
| Paramedis               | D-3/S-1    |
| Karyawan                | D-3/S-1    |
| Sopir                   | SLTA/SMA   |
| <i>Cleaning Service</i> | SLTP/SMP   |
| Satpam                  | SLTA/SMA   |

#### 4.5 Perawatan (*Maintenance*)

*Maintenance* berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi 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 mendapatkan perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

1. *Overhead* 1 x 1 tahun

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

2. *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

- a. Umur alat

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

- b. Bahan baku

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

- c. Tenaga manusia

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

## **BAB V**

### **UTILITAS**

#### **5. UTILITAS**

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

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi menyediakan air umpan *boiler*, air pendingin, air sanitasi, air proses, air MCK, air konsumsi, dan air untuk perumahan

2. Unit Pembangkit Uap Panas/*Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini berfungsi menyediakan panas yang digunakan di *Heat Exchanger*, *Mixer*, Reaktor, dan Evaporator

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini berfungsi menyediakan tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, dan penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator set (GenSet) sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan

4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan alat kontrol *pneumatic*

5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *Boiler* dan Generator.

6. Unit Pengolahan Limbah

Unit ini berfungsi untuk mengolah limbah yang keluar dari pabrik ke lingkungan luar

7. Unit Pendingin (*Refrigerant System*)

Unit ini berfungsi untuk membuat air dingin yang digunakan untuk membuat air dingin (*Chilling Water*) yang akan digunakan pada alat pengkristal (*Crystallizer*)

## **5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)**

### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam Perancangan Pabrik Manitol ini sumber air yang digunakan berasal dari air sungai yang terdapat di dekat pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar.
- Letak sungai berada dekat pabrik
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

- a. Air pendingin, baik pendingin biasa atau *chilling water*

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

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

- b. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

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

- Zata yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan isolasi terhadap proses perpindahan panas terhambat dan kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran atau penyumbatan

- Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya *foaming* diantaranya adalah kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam boiler dan juga buih ini dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal-hal di atas maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkalitas air umpan *boiler*. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi

#### c. Air Sanitasi

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

- Syarat Fisika

Suhu :  $25^{\circ}C$  -  $30^{\circ}C$

Warna : Jernih

Rasa : Tidak berasa

Bau : Tidak berbau

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air. Air sanitasi tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisis air.

d. Air Proses

Air Proses adalah air yang digunakan untuk memproses bahan baku sebagai pelarut. Air proses umumnya menggunakan air *Demineralized* atau air suling (*Aquadest*) yang dimana ion-ion pengotor air dihilangkan dengan metode yang berbeda. Bisa dengan pertukaran ion dengan resin untuk air demineralisasi atau dengan Reversed Osmosis atau pemanasan (proses destilasi) untuk mendapatkan air murni. Air yang masih mengandung ion-ion pengotor dikhawatirkan akan mengganggu proses reaksi kimia yang terjadi di dalam reaktor. Oleh karena itu, air proses harus menggunakan air yang memiliki tingkat kemurnian yang setinggi-tingginya (kira-kira 99 %).

### 5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik manitol ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

1. Penyaringan Awal/ *Screening*

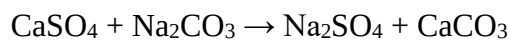
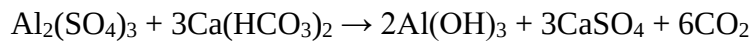
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *Screen* (penyaringan awal) yang berfungsi untuk menyaring kotoran-kotoran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

2. Bak Pengendap

Air sungai setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. *Premix Tank* (TU-01)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. . Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah Tawas atau alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah :



#### 4. *Clarifier* (CLU)

Kebutuhan air suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada di sekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar dapat memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika, kimia, penambahan desinfektan, dan penggunaan *ion exchanger*.

*Raw water* diumpankan ke tangki terlebih dahulu dan kemudian diaduk dengan kecepatan tinggi serta ditambahkan bahan-bahan kimia selama pengadukan tersebut. Bahan-bahan kimia yang digunakan adalah :

- a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4).18\text{H}_2\text{O}$  yang berfungsi sebagai koagulan.
- b.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  yang berfungsi sebagai flokulan.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4).18\text{H}_2\text{O}$ ) sebagai koagulan yang membentuk flok. Selain itu ditambahkan  $\text{NaOH}$  sebagai pengatur pH. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum diproses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

#### 5. Penyaring Pasir (FU)

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju alat penyaring pasir untuk memisahkan dengan partikel – partikel padatan yang terbawa. Air yang mengalir keluar dari alat penyaring pasir akan memiliki kadar *turbidity* sekitar 2 ppm. Air tersebut dialirkan menuju tangki penampung (penyaring reservoir air) yang kemudian

didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

6. Bak Penampung sementara (BU-02)

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan *boiler*, air proses, dan air pendingin

7. Tangki Klorinator (TU-02)

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke tangki Klorinator (TU-02). Air harus ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti *amoeba*, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi.

8. *Kation Exchanger* (KEU)

Air dari bak penampung (BU-02) berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke *kation exchanger* (KEU). Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

9. *Anion exchanger* (AEU)

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* (KEU) kemudian diumpankan ke *anion exchanger* (AEU). AEU ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan  $SO_4^{2-}$  akan terikat dengan resin. Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

10. Unit Deaerator (DAU)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen ( $O_2$ ) dan karbon dioksida ( $CO_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas  $O_2$  dan  $CO_2$  yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia

berupa hidrazin ( $N_2H_2$ ) yang berfungsi untuk mengikat  $O_2$  sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler (boiler feed water)*.

#### 11. Bak Air Pendingin (BU-03)

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blowdown* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut di atas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- Zat dispersant, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

#### 5.1.3 Kebutuhan Air

- Kebutuhan air pembangkit steam

**Tabel 5.1**, kebutuhan air untuk pembangkit steam.

| Nama Alat  | Kebutuhan air |
|------------|---------------|
| Mixer      | 4.255         |
| H.E Heater | 7.007         |
| Reaktor    | 16.827        |
| Evaporator | 497.234       |
| Jumlah     | 525.323       |

Air dari pembangkit steam 80 % digunakan kembali sehingga 20 % sisanya adalah *make up water*

$$\begin{aligned}
 \text{Blowdown pada boiler} &= 15 \% \cdot 525.323 \text{ kg/jam} \\
 &= 78.798 \text{ kg/jam} \\
 \text{Steam trap} &= 5 \% \cdot 525.323 \text{ kg/jam} \\
 &= 26.266 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Make up water for steam} &= \text{Blowdown} + \text{Steam trap} \\
 &= 78.798 \text{ kg/jam} + 26.266 \text{ kg/jam} \\
 &= 105.064 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Air Pendingin

**Tabel 5.2,** kebutuhan air pendingin

| Nama Alat    | Kebutuhan air |
|--------------|---------------|
| H.E Cooler 1 | 91            |
| H.E Cooler 2 | 28            |
| Kristalizer  | 1             |
| Jumlah       | 120           |

*Make up water for cooling water*

$$= 24 \text{ kg/jam}$$

c. Air untuk perkantoran dan Rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air sebanyak 100 l/hari

Total 101 orang

**Tabel 5.3,** Kebutuhan air per orang

| Penggunaan air         | Kebutuhan (kg/hari) |
|------------------------|---------------------|
| Kebutuhan rumah tangga | 24.000              |
| Karyawan               | 10.100              |
| Total                  | 34.100              |

**Tabel 5.4,** Kebutuhan air per fasilitas

| Penggunaan air         | kebutuhan (kg/hari) |
|------------------------|---------------------|
| Bengkel                | 300                 |
| Poliklinik             | 300                 |
| Laboratorium           | 500                 |
| Pemadam Kebakaran      | 2000                |
| Kantin, Mushola, Taman | 1500                |
| Total                  | 4600                |

## 5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas = 80 ton/jam = 80.000 kg/jam

Jenis = *Water Tube Boiler*

Jumlah = 6 unit

Kapasitas = 45,350 ton/jam = 45.350 kg/jam

Jumlah = 1 unit

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

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa – pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boileri* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, uap air yang terbentuk terkumpul mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

### 5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas : 600 kWh  
 Jenis : Generator Diesel  
 Jumlah : 2 buah

Prinsip kerja diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100 %. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%. Kebutuhan listrik untuk alat proses terdapat pada tabel 5.5.

**Tabel 5.5, Kebutuhan Listrik Alat Proses**

| Alat                | Kode Alat | Daya |         |
|---------------------|-----------|------|---------|
|                     |           | HP   | Watt    |
| Pompa               | P-01      | 3    | 2.237   |
| Pompa               | P-02      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-03      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-04      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-05      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-06      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-07      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-08      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-09      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-10      | 1,5  | 1.119   |
| Pompa               | P-11      | 1,5  | 1.119   |
| Mixer Stirrer       | MS-01     | 1    | 746     |
| Kristalizer Stirrer | KRS-01    | 300  | 223.710 |
| Kompresor Hidrogen  | K-01      | 40   | 29828   |
| Centrifuge          | CF-01     | 120  | 90.000  |

|            |       |     |         |
|------------|-------|-----|---------|
| Centrifuge | CF-02 | 120 | 90.000  |
| Centrifuge | CF-03 | 120 | 90.000  |
| Dryer      | DR-01 | 5   | 3.729   |
| Dryer      | DR-02 | 5   | 3.729   |
| Dryer      | DR-03 | 5   | 3.729   |
| Total      |       | 734 | 548.898 |

Kebutuhan listrik untuk utilitas terdapat pada Tabel 5.6

**Tabel 5.6,** Kebutuhan listrik utilitas

| Alat                       | Kode Alat     | Daya  |         |
|----------------------------|---------------|-------|---------|
|                            |               | HP    | Watt    |
| Pompa                      | P-13          | 15    | 11.186  |
| Pompa                      | P-14          | 15    | 11.186  |
| Pompa                      | P-15          | 15    | 11.186  |
| Pompa                      | P-16          | 7,5   | 5.593   |
| Pompa                      | P-17          | 7,5   | 5.593   |
| Pompa                      | P-18          | 7,5   | 5.593   |
| Pompa                      | P-19          | 1,5   | 1.119   |
| Tangki flokulator          | PTF-01        | 7,5   | 5.593   |
| Tangki Klorinator          | PTK-02        | 40    | 29.828  |
| Cooling Tower              | CT-01         | 35    | 26.100  |
| Kompresor udara tekan      | KU-01         | 3     | 2.237   |
| Kompresor gas referigerant | KR-01         | 1,5   | 1.119   |
| Belt Conveyor              | BC-01         | 1,5   | 1119    |
| Belt Conveyor              | BC-02 - BC-04 | 4,5   | 3356    |
| Bucket Elevator            | BE-01         | 1,5   | 1119    |
| Total                      |               | 163,5 | 121.927 |

Jumlah kebutuhan listrik utilitas 121,927 KW, jumlah kebutuhan untuk alat proses dan utilitas (kebutuhan listrik total) 671 KW. Kebutuhan listrik alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan listrik total yaitu 33,55 KW.

Kebutuhan listrik Laboratorium, Rumah Tangga, Perkantoran dan lain-lain diperkirakan sebesar 20 % dari kebutuhan listrik total yaitu 134,2 KW

Kebutuhan Listrik Total

Jumlah kebutuhan listrik total = 838,7 KW

Faktor efisiensi Generator Set = 80 % = 1048,375 KW

Energi listrik diperoleh dari PLN namun disediakan generator sebagai cadangan sebesar 1.100 KWh yang bisa dipecah menjadi 2 x 600 KWh.

#### **5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan**

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 30 m<sup>3</sup>/jam

#### **5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (*Industrial Diesel Oil*) sebanyak 50 kg/jam Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada *boiler* adalah *fuel oil*. Diperkirakan dibutuhkan bahan bakar sebesar 240 l/jam untuk mencukupi 7 unit *boiler*

#### **5.6 Unit Pengolahan Limbah**

Unit ini bertujuan untuk mengolah limbah yang keluar dari pabrik. Pengolahan limbah biasanya dilakukan dengan tangki pengendap, tangki klarifikasi dan lain-lain. Dalam prarancangan pabrik ini Unit pengolahan limbah yang mungkin diperlukan adalah unit pengolahan reaktivasi katalis *raney nickel* sehingga *raney nickel* yang terpakai dapat digunakan kembali dalam jangka waktu tertentu

#### **5.7 Unit Penyediaan Refrigerant**

Unit ini bertujuan untuk menyediakan *refrigerant* yang digunakan pada unit pembuatan *chilling water* yang di mana dibutuhkan 1 kg air dingin untuk mengkristalkan manitol yang terbentuk. Diperkirakan membutuhkan 3 kg/jam *refrigerant* dengan jenis R-32

## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

#### 6. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra-rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya model investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensional didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah :

a. *Return On Investment* (ROI)

*Return On Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay out Time* (POT)

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

c. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* merupakan titik impas di mana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

d. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* merupakan suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan "*Discounted Cash Flow*" merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

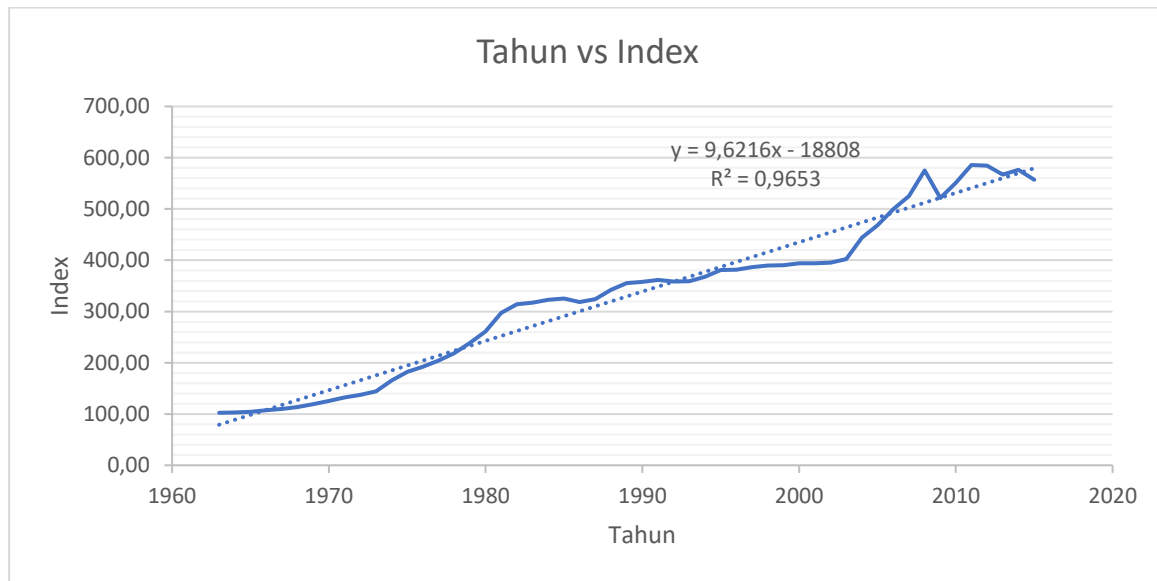
- a. Modal (*Capital Investment*)
  - Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- c. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
- d. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

### **6.1 Harga Alat**

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit. Sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.



**Gambar 6.1,** Tahun vs Indeks Harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah yang diperoleh adalah  $y = 9,6216x - 18808$ . Pabrik Manitol kapasitas 6000 ton/Tahun akan dibangun pada tahun 2027, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 694,983.

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga. (Aries dan Newton,1955)

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (20)$$

Di mana :

$Ex$  : Harga alat pada tahun x

$Ey$  : Harga alat pada tahun y

$Nx$  : Index harga pada tahun x

$Ny$  : Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan 21 : (Peters and Timmerhaus, 1980)

$$Eb = Ea \left[ \frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6} \quad (21)$$

Di mana :

Ea : Harga alat a

Ca : Kapasitas alat a

Eb : Harga alat b

Cb : Kapasitas alat b

**Tabel 6.1,** Perhitungan Harga Alat Proses berdasarkan perbandingan indeks harga

| Nama alat       | Kode alat     | Jumlah | NY     | NX      | EY               | EX                 |
|-----------------|---------------|--------|--------|---------|------------------|--------------------|
|                 |               |        | 2014   | 2027    | 2014             | 2027               |
| Mixer           | M-01          | 1      | 576,10 | 694,983 | \$3.100          | \$3.740            |
| Heat Exhcanger  | HE-01         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$600            | \$724              |
| Reaktor         | R-01 - R-04   | 4      | 576,10 | 694,983 | \$55.000         | \$265.399          |
| Heat Exhcanger  | HE-02         | 4      | 576,10 | 694,983 | \$600            | \$2.895            |
| Filter Press    | FP-01 - FP-04 | 4      | 576,10 | 694,983 | \$20.900         | \$100.852          |
| Separator       | SK-01         | 2      | 576,10 | 694,983 | \$10.000         | \$24.127           |
| Evaporator      | EV-01         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$61.900         | \$74.674           |
| Evaporator      | EV-02         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$78.900         | \$95.182           |
| Evaporator      | EV-03         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$57.600         | \$69.486           |
| Kritalizer      | KR-01         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$15.000         | \$18.095           |
| Centrifuge      | C-01 - C-03   | 3      | 576,10 | 694,983 | \$42.500         | \$153.811          |
| Dryer           | DR-01-03      | 3      | 576,10 | 694,983 | \$162.600        | \$588.462          |
| Pompa           | P-01          | 1      | 576,10 | 694,983 | \$5.100          | \$6.152            |
| Pompa           | P-02 - P-11   | 10     | 576,10 | 694,983 | \$6.300          | \$76.001           |
| Belt Conveyor   | BC-01         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$18.200         | \$21.956           |
| Belt Conveyor   | BC-02 - BC-04 | 3      | 576,10 | 694,983 | \$18.200         | \$65.867           |
| Bucket Elevator | BE-01         | 1      | 576,10 | 694,983 | \$10.000         | \$12.064           |
| Kompresor       | K-01          | 1      | 576,10 | 694,983 | \$60.500         | \$72.985           |
| Total           |               |        |        |         | <b>\$566.500</b> | <b>\$1.579.485</b> |

**Tabel 6.2,** Perhitungan Harga Alat Utilitas berdasarkan perbandingan indeks harga

| Nama alat                            | Kode alat       | Jumlah | NY     | NX      | EY                     | EX                      |
|--------------------------------------|-----------------|--------|--------|---------|------------------------|-------------------------|
|                                      |                 |        | 2014   | 2027    | 2014                   | 2027                    |
| Sand filter                          | FU-01           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 5.900,00            | \$ 7.018,98             |
| Bak penampung A                      | BU-01           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 1.300,00            | \$ 1.546,55             |
| Tangki air bersih                    | TU-01           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 67.800,00           | \$ 80.658,77            |
| Bak Cooling Water                    | BU-02           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.700,00            | \$ 7.970,70             |
| Cooling tower                        | CT-01           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.700,00            | \$ 7.970,70             |
| Blower Cooling Tower                 | BLU-01          | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 143,00              | \$ 170,12               |
| Mixed Bed                            | TU-02           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 216.300,00          | \$ 257.322,89           |
| Tangki NaCl                          | TU-03           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 3.600,00            | \$ 4.282,77             |
| Tangki air demin                     | TU-04           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 13.600,00           | \$ 16.179,34            |
| Dearator                             | DE-01           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 1.300,00            | \$ 1.546,55             |
| Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | TU-05           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 4.500,00            | \$ 5.353,46             |
| Pompa                                | PU-01           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.300,00            | \$ 7.494,84             |
| Pompa                                | PU-02           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.300,00            | \$ 7.494,84             |
| Pompa                                | PU-03           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.300,00            | \$ 7.494,84             |
| Pompa                                | PU-04           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.300,00            | \$ 7.494,84             |
| Pompa                                | PU-05           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.300,00            | \$ 7.494,84             |
| Pompa                                | PU-06 dan PU-07 | 2      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.300,00            | \$ 14.989,68            |
| Tangki bahan bakar                   | TU-06           | 6      | 576,10 | 685,362 | \$ 14.600,00           | \$ 104.213,98           |
| Tangki bahan bakar                   | TU-07           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 7.500,00            | \$ 8.922,43             |
| Boiler                               | RB-01           | 6      | 576,10 | 685,362 | \$ 2.183.300,00        | \$ 15.584.273,37        |
| Boiler                               | RB-02           | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 720.000,00          | \$ 856.553,29           |
| Kompresor                            | C-01            | 1      | 576,10 | 685,362 | \$ 6.900,00            | \$ 8.208,64             |
| <b>Total</b>                         |                 |        |        |         | <b>\$ 3.297.943,00</b> | <b>\$ 17.004.656,44</b> |

## 6.2 Dasar Perhitungan

|                             |                                              |
|-----------------------------|----------------------------------------------|
| Kapasitas produksi          | = 6.000 ton/tahun                            |
| Pabrik beroperasi           | = 312 hari                                   |
| Umur pabrik                 | = 10 tahun                                   |
| Pabrik didirikan pada tahun | = 2023                                       |
| Kurs mata uang              | = 1 US \$ = Rp 14.840,00                     |
| Upah pekerja asing          | = \$ 25/ man hour                            |
| Upah pekerja Indonesia      | = Rp 350.000/man hour                        |
| Komposisi pekerja           | = 5 % pekerja asing & 95 % pekerja Indonesia |

## 6.3 Perhitungan Biaya

### 6.3.1 Modal (*Capital Investment*)

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik.

*Capital Investment* terdiri dari :

- a. *Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

**Tabel 6.3, Physical Plant Cost**

| <b>RESUME</b>             |                   |                      |                                |
|---------------------------|-------------------|----------------------|--------------------------------|
| Physical Plant Cost (PPC) |                   |                      |                                |
| <b>Jenis</b>              | <b>Biaya (\$)</b> |                      | <b>Biaya (Rp)</b>              |
| Purchased Equipment Cost  | \$                | 18.584.141,77        | Rp 275.788.663.932,02          |
| Delivered Equipment Cost  | \$                | 4.646.035,44         | Rp 68.947.165.983,00           |
| Instalasi Cost            | \$                | 18.948.110,44        | Rp 281.189.958.897,33          |
| Piping Cost               | \$                | 11.826.351,73        | Rp 175.503.059.674,85          |
| Instrumentation Cost      | \$                | 7.629.666,81         | Rp 113.224.255.443,34          |
| Insulation Cost           | \$                | 3.198.751,57         | Rp 47.469.473.334,34           |
| Electrical Cost           | \$                | 1.858.414,18         | Rp 27.578.866.393,20           |
| Bangunan                  | \$                | 7.506.738,54         | Rp 111.400.000.000,00          |
| Land and Yard Improvement | \$                | 5.864.723,72         | Rp 87.032.500.000,00           |
| <b>Total PPC</b>          | <b>\$</b>         | <b>80.062.934,21</b> | <b>Rp 1.188.133.943.658,08</b> |

**Tabel 6.4, Fix Capital Investment**

| <b>Fixed Capital</b> | <b>Biaya (\$)</b> |                       | <b>Biaya (Rp)</b>              |
|----------------------|-------------------|-----------------------|--------------------------------|
| Direct Plant Cost    | \$                | 96.075.521,05         | Rp 1.425.760.732.389,69        |
| Contractor's Fee     | \$                | 4.803.776,05          | Rp 71.288.036.619,48           |
| Contingency          | \$                | 9.607.552,11          | Rp 142.576.073.238,97          |
| <b>Total FCI</b>     | <b>\$</b>         | <b>110.486.849,21</b> | <b>Rp 1.639.624.842.248,14</b> |

b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu

**Tabel 6.5, Working Capital Investment**

| <b>Working Capital</b>       | <b>Biaya (\$)</b> |                      | <b>Biaya (Rp)</b>            |
|------------------------------|-------------------|----------------------|------------------------------|
| Raw Material Inventory Cost  | \$                | 323.599,15           | Rp 4.802.211.333,44          |
| Inprocess Inventory Cost     | \$                | 90.529,12            | Rp 1.343.452.133,96          |
| Product Inventory Cost       | \$                | 5.431.747,17         | Rp 80.607.128.037,70         |
| Extended Credit              | \$                | 10.384.615,38        | Rp 154.107.692.307,69        |
| Available Cash               | \$                | 5.431.747,17         | Rp 80.607.128.037,70         |
| <b>Total Working Capital</b> | <b>\$</b>         | <b>21.662.238,00</b> | <b>Rp 321.467.611.850,49</b> |

### 6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries dan Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Manufacturing Cost* meliputi :

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

**Tabel 6.6, Direct Manufacturing Cost**

| <b>Direct Manufacturing Cost</b> | <b>Biaya (\$)</b>       | <b>Biaya (Rp)</b>            |
|----------------------------------|-------------------------|------------------------------|
| Raw Material Cost                | \$ 14.423.276,24        | Rp 214.041.419.433,13        |
| Tenaga Kerja                     | \$ 578.894,88           | Rp 8.590.800.000,00          |
| Supervisor Cost                  | \$ 115.778,98           | Rp 1.718.160.000,00          |
| Maintenance Cost                 | \$ 16.573.027,38        | Rp 245.943.726.337,22        |
| Plant Supplies Cost              | \$ 2.485.954,11         | Rp 36.891.558.950,58         |
| Royalties and Patent Cost        | \$ 5.400.000,00         | Rp 80.136.000.000,00         |
| Utilitas                         | \$ 1.438,18             | Rp 21.342.646,34             |
| <b>Total DMC</b>                 | <b>\$ 39.578.369,77</b> | <b>Rp 587.343.007.367,27</b> |

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

*Indirect Manufacturing Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk

**Tabel 6.7, Indirect Manufacturing Cost**

| <b>Indirect Manufacturing Cost</b> | <b>Biaya (\$)</b>      | <b>Biaya (Rp)</b>           |
|------------------------------------|------------------------|-----------------------------|
| Payroll Overhead                   | \$ 86.834,23           | Rp 1.288.620.000,00         |
| Laboratory Cost                    | \$ 86.834,23           | Rp 1.288.620.000,00         |
| Plant Overhead Cost                | \$ 289.447,44          | Rp 4.295.400.000,00         |
| Shipping and Packaging             | \$ 5.400.000,00        | Rp 80.136.000.000,00        |
| <b>Total IMC</b>                   | <b>\$ 5.863.115,90</b> | <b>Rp 87.008.640.000,00</b> |

c. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

*Fixed Manufacturing Cost* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

**Tabel 6.8, Fixed Manufacturing Cost**

| Fixed Manufacturing Cost | Biaya (\$)              | Biaya (Rp)                   |
|--------------------------|-------------------------|------------------------------|
| Depreciation             | \$ 8.838.947,94         | Rp 131.169.987.379,85        |
| Property Taxes           | \$ 1.104.868,49         | Rp 16.396.248.422,48         |
| Insurance Cost           | \$ 1.104.868,49         | Rp 16.396.248.422,48         |
| <b>Total FMC</b>         | <b>\$ 11.048.684,92</b> | <b>Rp 163.962.484.224,81</b> |

**Tabel 6.9, Total Manufacturing Cost**

| Manufacturing Cost                   | Biaya (\$)              | Biaya (Rp)                   |
|--------------------------------------|-------------------------|------------------------------|
| Direct Manufacturing Cost            | \$ 39.578.369,77        | Rp 587.343.007.367,27        |
| Indirect Manufacturing Cost          | \$ 5.863.115,90         | Rp 87.008.640.000,00         |
| Fixed Manufacturing Cost             | \$ 11.048.684,92        | Rp 163.962.484.224,81        |
| <b>Total Manufacturing Cost (MC)</b> | <b>\$ 56.490.170,59</b> | <b>Rp 838.314.131.592,08</b> |

### 6.3.3 General Expense

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

**Tabel 6.10, General Expense**

| General Expense | Biaya (\$)              | Biaya (Rp)                   |
|-----------------|-------------------------|------------------------------|
| Administration  | \$ 1.694.705,12         | Rp 25.149.423.947,76         |
| Sales           | \$ 5.649.017,06         | Rp 83.831.413.159,21         |
| Research        | \$ 2.824.508,53         | Rp 41.915.706.579,60         |
| Finance         | \$ 2.642.981,74         | Rp 39.221.849.081,97         |
| <b>Total GE</b> | <b>\$ 12.811.212,45</b> | <b>Rp 190.118.392.768,55</b> |

### 6.3.4 Analisis keuntungan

#### a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan : Rp 1.602.720.000.000,00  
 Total Biaya Produksi : Rp 1.028.432.524.360,63  
 Keuntungan : Total Penjualan – Total Biaya Produksi  
 : Rp 574.287.475.639,37

#### b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak : 22 % x Rp 574.287.475.639,37

: Rp 126.343.244.640,66

Keuntungan Bersih : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak

: Rp 447.944.230.998,71

### 6.3.5 Analisis Kelayakan

#### 1. Return on Investment (ROI)

*Return on Investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah ditentukan

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

a. ROI sebelum pajak (ROI<sub>b</sub>)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah berkisar antara 11 % - 44 %

ROI<sub>b</sub> = 35 % (Pabrik memenuhi kelayakan)

b. ROI Sesudah pajak (ROI<sub>a</sub>)

ROI<sub>a</sub> = 27,32 % (Pabrik memenuhi kelayakan)

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

*Pay Out Time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investmen\ (FCI)}{Keuntungan\ sesudah\ pajak + Depresiasi}$$

a. POT sebelum pajak (POT<sub>b</sub>)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah adalah 5 tahun

POT<sub>b</sub> = 2,32 tahun (Pabrik memenuhi kelayakan)

b. POT sesudah pajak (POT<sub>a</sub>)

POT<sub>a</sub> = 2,83 tahun (Pabrik memenuhi kelayakan)

### 3. Break Even Point (BEP)

*Break even point* adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat di mana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60 %. Persamaan menentukan BEP dapat dilihat di persamaan 22

$$BEP = \frac{Fa + (0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} \times 100 \% \quad (22)$$

**Tabel 6.11, Annual Fixed Cost (FA)**

| Fixed Cost (Fa) | Biaya (\$)              | Biaya (Rp)                   |
|-----------------|-------------------------|------------------------------|
| Depresiasi      | \$ 8.838.947,94         | Rp 131.169.987.379,85        |
| Property Taxes  | \$ 1.104.868,49         | Rp 16.396.248.422,48         |
| Asuransi        | \$ 1.104.868,49         | Rp 16.396.248.422,48         |
| <b>Total Fa</b> | <b>\$ 11.048.684,92</b> | <b>Rp 163.962.484.224,81</b> |

**Tabel 6.12, Annual Regulated Cost (RA)**

| Regulated Cost (Ra) | Biaya (\$)              | Biaya (Rp)                   |
|---------------------|-------------------------|------------------------------|
| Gaji Karyawan       | \$ 578.894,88           | Rp 8.590.800.000,00          |
| Payroll Overhead    | \$ 86.834,23            | Rp 1.288.620.000,00          |
| Supervision         | \$ 115.778,98           | Rp 1.718.160.000,00          |
| Plant Overhead      | \$ 289.447,44           | Rp 4.295.400.000,00          |
| Laboratorium        | \$ 86.834,23            | Rp 1.288.620.000,00          |
| General Expense     | \$ 12.811.212,45        | Rp 190.118.392.768,55        |
| Maintenance         | \$ 2.485.954,11         | Rp 36.891.558.950,58         |
| Plant Supplies      | \$ 2.485.954,11         | Rp 36.891.558.950,58         |
| <b>Total Ra</b>     | <b>\$ 18.940.910,42</b> | <b>Rp 281.083.110.669,71</b> |

**Tabel 6.13, Annual Variable Cost (VA)**

| Variable Cost (Va)             | Biaya (\$)              | Biaya (Rp)                   |
|--------------------------------|-------------------------|------------------------------|
| Raw Material                   | \$ 14.423.276,24        | Rp 214.041.419.433,13        |
| Royalties and Patent           | \$ 5.400.000,00         | Rp 80.136.000.000,00         |
| Utilities                      | \$ 3.281.383,51         | Rp 48.695.731.248,00         |
| Product packaging and shipping | \$ 5.400.000,00         | Rp 80.136.000.000,00         |
| <b>Total Va</b>                | <b>\$ 28.504.659,75</b> | <b>Rp 423.009.150.681,13</b> |

**Tabel 6.14, Annual Sales Cost (SA)**

|                           |    |                      |
|---------------------------|----|----------------------|
| total penjualan sebesar = | \$ | 108.000.000,00       |
|                           | Rp | 1.602.720.000.000,00 |

Dari hasil perhitungan di dapatkan BEP sebesar 25,26 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar 40 % - 60 %, sehingga Pabrik memenuhi kelayakan.

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

*Shut Down Point* adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus diberhentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Atau dengan kata lain pabrik mengalami kebangkrutan. SDP Ditentukan menggunakan persamaan 23 sebagai berikut

$$SDP = \frac{0,3 \times Ra}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} \times 100 \% \quad (23)$$

$$SDP = 8,58 \%$$

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

*Discounted Cash Flow Rate of Return* adalah laju bunga maksimum di mana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 Tahun)

Umur Pabrik (n) : 10 tahun

*Fixed Capital Investment* : Rp 1.639.624.842.248,14

*Working Capital Investment* : Rp 321.467.611.850,49

*Salvage Value* (SV) = Depresiasi : Rp 131.169.987.379,85

*Cash flow* (CF) : Rp 618.336.067.460,53

*Discounted Cash Flow* dihitung secara *trial & error* dimana nilai R harus sama dengan

S

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = [(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Dengan R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,0009 %

DCFR : 10,67 %

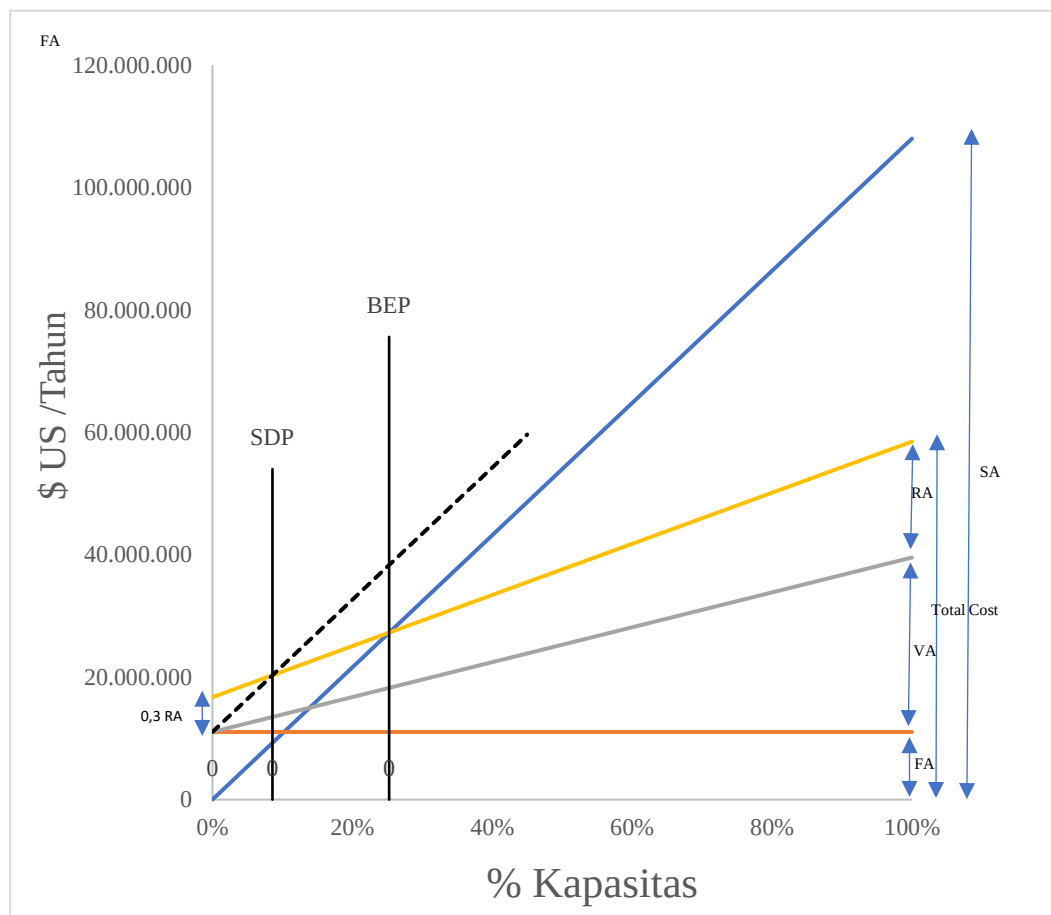
Minimum nilai DCFR : 1,5 x bunga pinjaman bank

Suku bunga deposito 2019 : 6 %

Kesimpulan : Memenuhi Syarat (1,5 x 5,5 %)

Didasarkan pada suku bunga pinjaman di bank saat ini 5,5 % berlaku mulai Januari 2019 Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank (1,5 x 5,5 % = 9 %)

## 6. Grafik BEP dan SDP



**Gambar 6.2, Grafik BEP & SDP vs Kapasitas Produksi**

## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1 Kesimpulan

Pra rancangan pabrik Sorbitol dari Fruktosa dan Hidrogen dengan kapasitas 6.000 Ton/Tahun, dapat disimpulkan bahwa

1. Pabrik Manitol didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian besar lainnya diekspor, menghentikan ketergantungan impor dengan produk lokal, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan ekonomi bangsa
2. Pabrik akan didirikan di Bogor, Jawa Barat, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik, dekat dengan Pabrik PT Progas Energi Perkasa yang menyuplai gas Hidrogen
3. Metode yang digunakan adalah metode Hidrogenasi yang di mana dari dulu sampai sekarang masih digunakan karena biaya dan konversinya paling optimal dibanding metode enzimatik dan metode fermentasi.
4. Berdasarkan perhitungan, hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
  - a. Keuntungan yang diperoleh yaitu keuntungan sebelum pajak Rp 574 milyar/tahun, dan keuntungan setelah pajak 22 % sebesar 448 milyar/tahun
  - b. *Return On Investment (ROI)*  
Persentase ROI sebelum pajak adalah 35 %, dan ROI setelah pajak adalah 27,32 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah adalah 11 – 44 %
  - c. *Pay Out Time (POT)*  
POT sebelum pajak adalah 2,32 tahun dan POT setelah pajak selama 2,83 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimal 5 tahun
  - d. *Break Even Point (BEP)*  
*Break Even Point (BEP)* pada 25,26 % dan *Shut Down Point (SDP)* pada 8,58 %. BEP untuk pabrik kimia umumnya adalah 40 – 60 %

- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 10,27 %. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Manitol dari Fruktosa dan Hidrogen dengan kapasitas 6.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

## 7.2 Saran

1. Langkah yang tepat untuk membuat manitol perlu dikaji lebih lanjut, lebih-lebih belajar dari jurnal-jurnal luar negeri yang mungkin berbayar. Perancangan ini hanya berbasiskan percobaan pada skala lab kemudian di *scale up*.
2. Penggunaan campuran Fruktosa dan Mannosa dapat digunakan untuk memperkaya konversi manitol dan mengurangi terbentuknya sorbitol, dikarenakan mannosa walau mahal tetapi 100 % bahan terhidrogenasi menjadi manitol.
3. Sorbitol sebagai produk samping memiliki nilai jual yang tidak kalah baik dari manitol, dapat dipertimbangkan untuk membuat bagian sub-proses untuk mengolah sorbitol sehingga mampu menjual sorbitol sebagai produk samping sehingga keuntungan dapat semakin baik.
4. Walaupun industri gula buatan rata-rata tidak mengeluarkan limbah beracun dan berbahaya, pengolahan air limbah tetap perlu dilakukan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Ahmed, M. J., Khadom, A. A., & Kadhum, A. (2009). Optimization hydrogenation process of D-glucose to D-sorbitol over Raney nickel catalyst. *Eur. J. Sci. Res*, 30(1), 294.
- Ghoreishi, S., & Shahrestani, R. G. (2009). Innovative strategies for engineering mannitol production. *Trends in food science & technology*, 20(6-7), 263-270.
- Gunawan, S. G., Setiabudy, R., & Nafrialdi, E. (2007). Farmakologi dan terapi. *Edisi*, 5, 139-160.
- Hendriksen, H., Mathiasen, T., Adler-Nissen, J., Frisvad, J., & Emborg, C. (1988). Production of mannitol by *Penicillium* strains. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 43(3), 223-228.
- Itoh, Y., Tanaka, A., Araya, H., Ogasawara, K., Inabi, H., Sakamoto, Y., Koga, J., inventors, & Sumitomo Heavy Industries, a. (1992). Lactobacillus B001 for manufacture of mannitol, acetic acid, and lactic acid. *European Patent*, 486, 024.
- Kearsley, M. W., & Deis, R. C. (2006). Sorbitol and mannitol. *Sweeteners and sugar alternatives in food technology*, 249-261.
- Kuusisto, J., Mikkola, J.-P., Casal, P. P., Karhu, H., Väyrynen, J., & Salmi, T. (2005). Kinetics of the catalytic hydrogenation of d-fructose over a CuO-ZnO catalyst. *Chemical Engineering Journal*, 115(1-2), 93-102.
- Looten, P., Huchette, S., & Saniez, M. (1992). Manufacture of mannitol by fermentation. *Chinese patent CN*, 1, 064-311.
- Martinez, G., Barker, H., & Horecker, B. (1963). A specific mannitol dehydrogenase from *Lactobacillus brevis*. *Journal of Biological Chemistry*, 238(5), 1598-1603.
- Ojamo, H., Koivikko, H., & Heikkilä, H. (2003). Process for the production of mannitol by immobilized micro-organisms. In: Google Patents.
- Onishi, H., & Suzuki, T. (1968). Production of D-mannitol and glycerol by yeasts. *Applied microbiology*, 16(12), 1847-1852.
- Onishi, H., & Suzuki, T. (1970). Microbial production of d-mannitol and d-fructose from glycerol. *Biotechnology and Bioengineering*, 12(6), 913-920.
- Quain, D. E., & Boulton, C. A. (1987). Growth and metabolism of mannitol by strains of *Saccharomyces cerevisiae*. *Journal of general microbiology*, 133(7), 1675-1684.

- Röper, v. H., & Koch, H. (1988). New carbohydrate derivatives from biotechnical and chemical processes. *Starch-Stärke*, 40(12), 453-464.
- Sakai, S., & Yamanaka, K. (1968). Crystalline d-Mannitol: NAD Oxidoreductase from *Leuconostoc mesenteroides*: Part II. Substrate and Coenzyme Specificity. *Agricultural and Biological Chemistry*, 32(7), 894-899.
- Salminen, S., Bouley, C., Boutron, M.-C., Cummings, J., Franck, A., Gibson, G., Isolauri, E., Moreau, M.-C., Roberfroid, M., & Rowland, I. (1998). Functional food science and gastrointestinal physiology and function. *British journal of nutrition*, 80(S1), S147-S171.
- Schiweck, H., Kozianowski, G., Anderlei, J., & Burba, M. (1994). Errechnung der Dicksaft-Nichtzuckermasse aus Rübenanalysden. Vorschlag für eine Gleichung zur Bewertung der technischen Rübenqualität. *Zuckerindustrie*, 119(4), 268-283.
- Schneider, K.-H., Giffhorn, F., & Kaplan, S. (1993). Cloning, nucleotide sequence and characterization of the mannitol dehydrogenase gene from *Rhodobacter sphaeroides*. *Microbiology*, 139(10), 2475-2484.
- Schneider, K. (1994). Overproducton of mannitol dehydrogenase in *Rhodobacter sphaeroides*. *Applied microbiology and biotechnology*, 41, 578-583.
- SCHNEIDER, K. H., & Giffhorn, F. (1989). Purification and properties of a polyol dehydrogenase from the phototrophic bacterium *Rhodobacter sphaeroides*. *European journal of biochemistry*, 184(1), 15-19.
- Schwarz, E. (1994). Sugar alcohols: mannitol. *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 423-426.
- Smiley, K., Cadmus, M., & Liepins, P. (1967). Biosynthesis of D-mannitol from D-glucose by *Aspergillus candidus*. *Biotechnology and Bioengineering*, 9(3), 365-374.
- Smiley, K. L., Cadmus, M. C., & Rogovin, S. P. (1969). Shortened fermentation process for obtaining d-mannitol. In: Google Patents.
- Soetaert, W. (1990). Production of mannitol with *Leuconostoc mesenteroides*. *Mededelingen van de Faculteit Landbouwwetenschappen, Rijksuniversiteit Gent*, 55(4), 1549-1552.
- Soetaert, W., Vanhooren, P. T., & Vandamme, E. J. (1999). The production of mannitol by fermentation. *Carbohydrate biotechnology protocols*, 261-275.

Takemura, M., Iijima, M., Tatenno, Y., Osada, Y., & Maruyama, H. (1978). Process for preparing D-mannitol. In: Google Patents.

von Weymarn, N. (2002). *Process Development for Mannitol Production by Lactid Acid Bacteria*. Helsinki University of Technology.

## LAMPIRAN

### A.1 PERANCANGAN REAKTOR

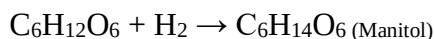
#### PERANCANGAN REAKTOR

|                    |                                                                            |
|--------------------|----------------------------------------------------------------------------|
| Fungsi             | Untuk mereaksikan larutan fruktosa dengan gas hidrogen menjadi manitol     |
| Jenis              | Reaktor gelembung (Bubble Tank Reaktor) silinder tegak dan tangki tertutup |
| Kondisi Operasi    | Suhu : 100°C<br>Tekanan Operasi : 1 Atm<br>Tekanan Gas : 80 Atm            |
| Reaksi             | Endotermis                                                                 |
| Tujuan Perancangan | Menentukan Jenis Reaktor<br>Menghitung Neraca Massa<br>Perancangan Reaktor |

Alasan pemilihan Reaktor :

1. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas – cair dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan jumlah cairan yang besar.
2. Reaktor gelembung bisa diaplikasikan ke larutan yang terdapat padatan (katalis) dengan jumlah relatif sangat sedikit meskipun tidak dapat terlarut. Karena sangat sedikit sehingga bisa ikut teraduk di larutan dan membantu reaksi hampir di semua sisi daripada reaktor fixed bed yang lebih sedikit area kontakannya
3. Relatif lebih murah, perawatan serta pengoperasian lebih mudah
4. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik keatas, sehingga suhu cairan didalam reaktor selalu sama (*mixed flow*)

Reaksi :



$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 6000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{312 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 801,2821 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

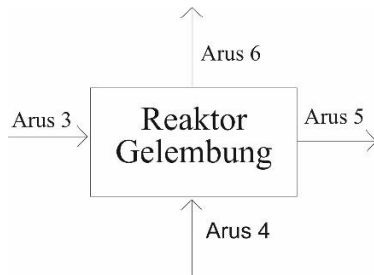
| Reaksi 1   | $C_6H_{12}O_6 +$ | $H_2 \rightarrow$ | $C_6H_{14}O_6$ (man) |
|------------|------------------|-------------------|----------------------|
| mula-mula  | 10,2824          | 12,3389           | 0,0000               |
| reaksi     | 4,9870           | 4,9870            | 4,9870               |
| sisa/hasil | 5,2954           | 7,3519            | 4,9870               |

| Reaksi 1   | $C_6H_{12}O_6 +$ | $H_2 \rightarrow$ | $C_6H_{14}O_6$ (sor) |
|------------|------------------|-------------------|----------------------|
| mula-mula  | 5,2954           | 7,3519            | 0,0000               |
| reaksi     | 4,9870           | 4,9870            | 4,9870               |
| sisa/hasil | 0,3085           | 2,3649            | 4,9870               |

| komponen                       | kemurnian | BM      | Impurity |          |
|--------------------------------|-----------|---------|----------|----------|
| Fruktosa<br>( $C_6H_{12}O_6$ ) | 0,99      | 180,156 | 0,01     | $H_2O$   |
| Hidrogen ( $H_2$ )             | 0,99      | 2,016   | 0,01     | gas lain |
| Manitol<br>( $C_6H_{14}O_6$ )  |           | 182,172 |          |          |
| Sorbitol<br>( $C_6H_{14}O_6$ ) |           | 182,172 |          |          |
| Air ( $H_2O$ )                 | 1         | 18,015  |          |          |

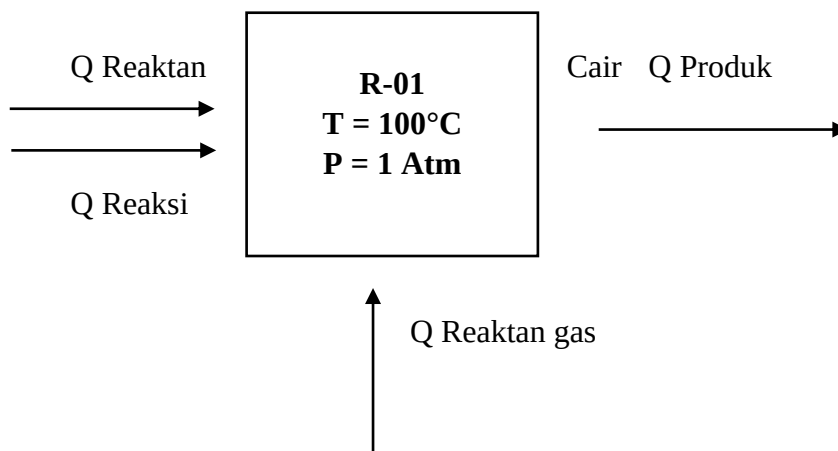
## A. Neraca Massa

Neraca Massa pada reaktor



| Komponen                    | Input (kg/jam) |         | Output (kg/jam) |            |
|-----------------------------|----------------|---------|-----------------|------------|
|                             | Arus 3         | Arus 4  | Arus 5          | Arus 6     |
| Fruktosa ( $C_6H_{12}O_6$ ) | 1.852,4317     | 0,0000  | 55,5729         | 0,0000     |
| Hidrogen ( $H_2$ )          | 0,0000         | 24,8751 | 0,0000          | 4,7677     |
| Air ( $H_2O$ )              | 6.174,7722     | 0,0000  | 4.631,0792      | 1.543,6931 |
| Manitol ( $C_6H_{14}O_6$ )  | 0,0000         | 0,0000  | 908,4831        | 0,0000     |
| Sorbitol ( $C_6H_{14}O_6$ ) | 0,0000         | 0,0000  | 908,4831        | 0,0000     |
| Katalis                     | 802,7204       | 0,0000  | 802,7204        | 0,0000     |
| Sub Total                   | 8.829,9243     | 24,8751 | 7.306,3386      | 1.548,4608 |
| Total                       | 8.854,7994     |         | 8.854,7994      |            |

## B. Menghitung Neraca Panas



## 1. Panas Masuk

Reaktan cair

Di mana :  $T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$

$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$

Kapasitas Panas =  $3.475 \text{ J/kg K}$  (Andrei I. Simion dkk,2011)

Maka  $Q = M \cdot C_p \cdot \Delta T$

$= 8.854,7994 \text{ kg/jam} \cdot 3.475 \text{ J/kg K} \cdot 75 \text{ K}$

$= 2.307.782,0940 \text{ KJ/jam}$

Reaktan gas

Di mana :  $T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$

$T_{\text{Reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$

Kapasitas Panas =  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$  (yaws)

Di mana : A,B,C,D dan E adalah konstanta

T adalah Temperatur (K)

| Komponen       | A      | B          | C           | D          | E           |
|----------------|--------|------------|-------------|------------|-------------|
| H <sub>2</sub> | 25,399 | 2,0178E-02 | -3,8549E-05 | 3,1880E-08 | -8,7585E-12 |

| Komponen       | M (mol/jam) | CP ΔT      | Q (J/jam)       | Q (KJ/jam)  |
|----------------|-------------|------------|-----------------|-------------|
| H <sub>2</sub> | 5441,4      | 2.178,5242 | 11.854.221,5631 | 11.854,2216 |

Sehingga panas masuk = panas larutan + panas gas

$= 2.307.782,0940 \text{ KJ/jam} + 11.854,2216 \text{ KJ/jam}$

$= 2.319.636,3150 \text{ KJ/jam}$

## 2. Panas Generasi

Panas generasi adalah panas yang timbul akibat reaksi dari reaktan-reaktan

Panas Reaksi 1 =  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6$  (Man)

Panas Reaksi 2 =  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6$  (Sor)

Data panas pembentukan pada suhu  $25^{\circ}\text{C}$  :

| Komponen                                      | Hf          |
|-----------------------------------------------|-------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | -1.271,0000 |

|                                               |             |
|-----------------------------------------------|-------------|
| H <sub>2</sub> O                              | -241,2800   |
| H <sub>2</sub>                                | 0,0000      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> | -1.140,3523 |

$$\Delta H_r^\circ = \left( \sum ni \cdot \Delta H_f \right)_{\text{Produk}} - \left( \sum ni \cdot \Delta H_f \right)_{\text{reaktan}}$$

Panas reaksi 1 : C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub> + H<sub>2</sub> → C<sub>12</sub>H<sub>14</sub>O<sub>6</sub>

Data Kapasitas panas reaktan Reaksi 1 adalah :

$$T = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

| Komponen                                      | Cp       | Cp ΔT       |
|-----------------------------------------------|----------|-------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 283,8271 | 21.287,0336 |
| H <sub>2</sub>                                | 29,0470  | 2.178,5242  |
| Total                                         |          | 23.465,5578 |

Data Kapasitas panas Produk Reaksi 1 adalah :

$$T = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

| Komponen                                      | Cp     | Cp ΔT       |
|-----------------------------------------------|--------|-------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> | 288,77 | 21.658,0919 |

Panas reaksi dalam keadaan standar adalah :

$$\begin{aligned} \Delta H_r^0_{298} &= \Delta H^\circ_f (\text{Produk}) - \Delta H^\circ_f (\text{Reaktan}) \\ &= \Delta H^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) - \Delta H^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6 + \text{H}_2) \\ &= (-1.140,3523 - (-1271,0000 + 0)) \text{ KJ/mol} \\ &= 130,6477 \text{ KJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Reaksi 1} &= \Delta H_r^0_{298} + \text{Panas Produk} - \text{Panas Reaktan} \\ &= (130,6477 + 8,8031) - (1,4467 + 2,1785) \text{ KJ/mol} \\ &= 135,8256 \text{ KJ/mol} \end{aligned}$$

Mol yang bereaksi = Mol Hidrogen + Mol Fruktosa

$$\begin{aligned} &= 4,9870 \cdot 2 \cdot 1000 \text{ mol} \\ &= 9.974 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$Q \text{ Reaksi} = 9.974 \text{ mol} \cdot 135,8265 \text{ KJ/mol}$$

$$= 1.354.724,6611 \text{ KJ/jam}$$

Panas reaksi 2 :  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_{12}\text{H}_{14}\text{O}_6$

Data Kapasitas panas reaktan Reaksi 1 adalah :

$$T = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

| Komponen                            | Cp       | Cp $\Delta T$ |
|-------------------------------------|----------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ | 283,8271 | 21.287,0336   |
| $\text{H}_2$                        | 29,0470  | 2.178,5242    |
| Total                               |          | 23.465,5578   |

Data Kapasitas panas Produk Reaksi 1 adalah :

$$T = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

| Komponen                            | Cp     | Cp $\Delta T$ |
|-------------------------------------|--------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6$ | 288,77 | 21.658,0919   |

Panas reaksi dalam keadaan standar adalah :

$$\begin{aligned} \Delta H_{r298}^0 &= \Delta H^{\circ}f (\text{Produk}) - \Delta H^{\circ}f (\text{Reaktan}) \\ &= \Delta H^{\circ}f (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) - \Delta H^{\circ}f (\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6 + \text{H}_2) \\ &= (-1.140,3523 - (-1271,0000 + 0)) \text{ KJ/mol} \\ &= 130,6477 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Reaksi 1} &= \Delta H_{r298}^0 + \text{Panas Produk} - \text{Panas Reaktan} \\ &= (130,6477 + 8,8031) - (1,4467 + 2,1785) \text{ KJ/mol} \\ &= 135,8256 \text{ KJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol yang bereaksi} &= \text{Mol Hidrogen} + \text{Mol Fruktosa} \\ &= 4,9870 \cdot 2 \cdot 1000 \text{ mol} \\ &= 9.974 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Reaksi} &= 9.974 \text{ mol} \cdot 135,8265 \text{ KJ/mol} \\ &= 1.354.724,6611 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

**Panas Keluar Reaktor**

Panas keluar reaktor adalah panas yang dihasilkan oleh produk akhir dan sisa reaktan

| komponen                                      | M (mol/jam)      | Cp       | Cp ΔT          | Q (J/mol) | Q (KJ/mol)         |
|-----------------------------------------------|------------------|----------|----------------|-----------|--------------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 308,4713         | 19,2888  | 1.446,6629     | 4,46E+05  | 4,46E+02           |
| H <sub>2</sub>                                | 2.364,9464       | 29,0470  | 2.178,5242     | 5,15E+06  | 5,15E+03           |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> | 4.986,9522       | 117,3750 | 8.803,1222     | 4,39E+07  | 4,39E+04           |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>7</sub> | 4.986,9522       | 117,3750 | 8.803,1222     | 4,39E+07  | 4,39E+04           |
| H <sub>2</sub> O                              | 257.067,951<br>9 | 75,5379  | 5.665,345<br>4 | 1,46E+09  | 1,46E+06           |
| Total                                         |                  |          |                |           | 1.549.778,576<br>5 |

Karena reaksi di dalam reaktor endotermis, maka pendinginan tidak diperlukan. Justru yang dibutuhkan adalah suplai panas yang mencukupi agar reaksi tetap berjalan pada suhu yang diinginkan.

Maka, jumlah panas yang harus diberikan jaket pemanas adalah

$$Q_{\text{Pemanas}} = Q_{\text{output}} - Q_{\text{input}}$$

$$Q_{\text{Pemanas}} = 4.259.227,8987 \text{ KJ/mol} - 1.983.593,9235 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{Pemanas}} = 2.275.633,9753 \text{ KJ/jam}$$

Neraca Panas Total

| Komponen                                      | Q Masuk (KJ/jam) | Q Keluar (KJ/jam) |
|-----------------------------------------------|------------------|-------------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 14.875,1312      | 446,2539          |
| H <sub>2</sub>                                | 26.880,4849      | 5.152,0929        |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> | 0,0000           | 43.900,7496       |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> | 0,0000           | 43.900,7496       |
| H <sub>2</sub> O                              | 1.941.838,3073   | 1.456.378,7305    |
| Q Reaksi                                      | 0,0000           | 2.709.449,3222    |
| Q Pemanas                                     | 2.275.633,9753   | 0,0000            |
| Total                                         | 4.259.227,8987   | 4.259.227,8987    |

## C. Menentukan Sifat-Sifat Fisis Umpan

### 1. Umpan Cair

#### 1.a Densitas

Fruktosa umpan mula-mula padat tetapi dianggap sebagai cairan karena dilarutkan dengan air

Untuk menghitung densitas suatu zat digunakan rumus

$$\rho = A \cdot B^{-\left(\frac{1-T}{Tc}\right)^n}$$

Di mana : T = Temperatur

Tc = Temperatur Kritis

A,B dan n = Konstanta

$\rho$  = Densitas

Diketahui suhu masuk reaktor adalah  $70^{\circ}\text{C} = 343 \text{ K}$

| Komponen                                      | A       | B       | n       | Tc     |
|-----------------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 0,36208 | 0,28426 | 0,31341 | 579    |
| H <sub>2</sub> O                              | 0,3471  | 0,274   | 0,28571 | 647,13 |

| Komponen                                      | BM/Mr   | xi (w/w) | $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) | xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) |
|-----------------------------------------------|---------|----------|-----------------------------|---------------------------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 180,156 | 0,3000   | 87,2687                     | 26,1806                         |
| H <sub>2</sub> O                              | 18,015  | 0,7000   | 79,2635                     | 55,4845                         |

Sehingga densitas umpan cairan adalah :

$$= 26,1806 + 55,4845 \text{ kg/m}^3$$

$$= 81,6651 \text{ Kg/m}^3$$

## 1.b Viskositas

Untuk menghitung viskositas larutan fruktosa dengan konsentrasi 30% berat digunakan referensi dari literatur yang disusun oleh V.R.N dkk, tahun

2011

Persamaan yang digunakan adalah

$$\mu = \mu_{ref} \times \exp\left[\frac{E_A}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right)\right]$$

Dimana

$\mu$  = viskositas

$\mu_{ref}$  = viskositas ref, pada suhu 45°C = 1,24 centi poise

$E_A$  = Energi Aktivasi = 22,4675 KJ/mol

$R$  = Tetapan gas ideal, 8,3145 J/K mol

$T$  = Suhu, 100°C

$T_{ref}$  = Suhu referensi, 45°C

Setelaha dilakukan perhitungan, maka viskositas pada suhu 100°C

Viskositas = 0,3542 cp

## 1.c Tegangan Permukaan

Untuk menghitung tegangan permukaan digunakan persamaan

$$\sigma = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Di mana :  $A$  dan  $n$  = konstanta

$T$  = suhu masuk reaktor (K)

T<sub>c</sub> = suhu kritis (K)

Σ = tegangan permukaan

Di ketahui suhu masuk reaktor = 70°C = 343 K

| Komponen                                      | A        | T <sub>c</sub> | n      | Σ (dyne/cm) |
|-----------------------------------------------|----------|----------------|--------|-------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 62,8000  | 579,0000       | 1,2400 | 20,6371     |
| H <sub>2</sub> O                              | 132,6740 | 647,1300       | 0,9550 | 64,5075     |
| Total                                         |          |                |        | 85,1447     |

Sehingga tegangan permukaan umpan cairan adalah :

$$= 20,6371 \text{ dyne/cm} + 64,371 \text{ dyne/cm}$$

$$= 85,1447 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,0852 \text{ N/m}^2$$

## 2. Umpan Gas

### 2.a Densitas

Di ketahui :

$$P_{\text{gas}} = 80 \text{ atm}$$

$$R = 0,0826 \text{ atm.m}^3/\text{mol.K}$$

$$T = 373 \text{ K}$$

$$BM = 2,016$$

Densitas gas H<sub>2</sub> dapat ditentukan dengan persamaan :

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P \cdot Y_i \cdot M_{r i}}{Z \cdot R \cdot T}$$

dimana ;

$$P = \text{Tekanan gas}$$

$$Y_i = \text{fraksi mol}$$

Mr i = mass relative (bilangan massa) gas

Z = compressibility factor

R = Konstanta

T = Suhu reaksi

Z dapat diperoleh dengan metode interpolasi sederhana data Z dalam satuan mega pascal

Diperoleh nilai Z = 1,0416

Maka perhitungan menjadi

$$= \rho_{gas} = \frac{80 \text{ atm} \cdot 1 \cdot 2,016 \text{ kg/mol}}{1,0416 \cdot 0,0826 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/mol K} \cdot 373 \text{ K}}$$

$$= \rho_{gas} = 5,0589 \text{ kg/m}^3$$

## 2.b Viskositas gas

Untuk menentukan viskositas gas digunakan persamaan :

$$\mu = A + BT + CT^2$$

dimana

:

A, B, dan C = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

$\mu$  = Viskositas gas (micropoise)

| komponen       | A       | B      | C           |
|----------------|---------|--------|-------------|
| H <sup>2</sup> | 27,7580 | 0,2120 | -3,2800E-05 |

Maka viskositas gas H<sub>2</sub> adalah :

$$= 102,2706 \text{ micro poise}$$

$$= 0,0103 \text{ cp}$$

## 2.c Difusifitas gas

Untuk menentukan difusifitas gas digunakan persamaan

$$D_{BL} = \frac{117,3 \times 10^{-18} \cdot (\emptyset \cdot BM)^{\frac{1}{2}} \cdot T}{\mu_c \cdot V_B^{0,6}}$$

Dimana :

$\emptyset$  = Association Parameter = 1

M = Berat molekul pelarut = 18,015 kg/kmol

T = Temperatur reaksi = 373 K

$\mu$  = Viskositas pelarut = 0,2791 cp = 0,0004284 kg.m/s

$V_m$  = Volume molar pelarut = 0,0143 m<sup>3</sup>/kmol

$$\text{Maka } D_{BL} = \frac{117,3 \times 10^{-18} \cdot (1 \cdot 18,015)^{0,5} \text{ Kg/Kmol} \cdot 373 \text{ K}}{0,0004284 \text{ kg.m/s} \cdot 0,0143^{0,6} \text{ m}^3/\text{kmol}}$$

$$D_{BL} = 8,51\text{E-}09 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{BL} = 3,06\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{jam}$$

## D. Menghitung Dimensi Reaktor

Dari perhitungan diatas, diperoleh data-data sebagai berikut

$$\rho \text{ cairan} = 81,6651 \text{ Kg/m}^3 = 0,0811 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu \text{ cairan} = 0,3542 \text{ cp} = 0,0003542 \text{ kg.m/s}$$

$$\sigma \text{ cairan} = 0,0852 \text{ N/m}^2 = 0,0852 \text{ Kg. m/s}^2$$

$$D_{BL} = 5,54\text{E-}09 \text{ m}^2/\text{s} = 2,00\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{jam}$$

$$\rho \text{ gas} = 5,0589 \text{ Kg/m}^3 = 0,0051 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu \text{ gas} = 0,0103 \text{ cp} = 0,0000103 \text{ Kg.m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2 = 980 \text{ cm/s}^2$$

## 1. Menghitung koefisien transfer massa gas H<sub>2</sub>

Digunakan untuk menentukan *perforated plate*

Persamaan yang digunakan :

$$K_{BL} = 0,42 \times \left( \frac{g \cdot \mu c}{\rho c} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left( \frac{D_{BL} \cdot \rho c}{\mu c} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Maka nilai K<sub>BL</sub> =

$$\begin{aligned} &= 0,42 \times \left( \frac{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0003542 \text{ Kg.m/s}}{81,6651 \text{ Kg/m}^3} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left( \frac{11,4925 \text{ m}^2/\text{jam} \cdot 81,6651 \text{ Kg/m}^3}{0,0003542 \text{ Kg.m/s}} \right)^{\frac{1}{2}} \\ &= 3,90\text{E-}02 \text{ m/s} \\ &= 140,23 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

## 2. Menentukan Bilangan Hatta

Bilangan Hatta dapat ditentukan dengan persamaan

$$\begin{aligned} M_H^2 &= \frac{K_r \cdot C_{A0} \cdot D_{BL}}{K_{BL}^2} \\ M_H &= \sqrt{\left( \frac{K_r \cdot C_{A0} \cdot D_{BL}}{K_{BL}^2} \right)} \end{aligned}$$

Dimana

:

M<sub>H</sub> = Bilangan Hatta

K<sub>r</sub> = Konstanta reaksi

C<sub>A0</sub> = Mol (gas) mula-mula

D<sub>BL</sub> = Difusifitas gas

K<sub>BL</sub> = Koefisien transfer massa gas

Maka nilai bilangan Hatta adalah :

$$M_H = \sqrt{\left( \frac{0,0097 \cdot 5,4414 \text{ kmol} \cdot 2,00E-05 \text{ m}^2/\text{jam}}{(109,53)^2 \text{ m}/\text{jam}} \right)}$$

$$M_H = 1,3654E-05$$

Nilai bilangan Hatta yang kurang dari 0,2 menyatakan bahwa reaksi kimia lebih mengontrol dibandingkan transfer massa.

### 3. Menentukan Faktor-Faktor Penting lainnya

#### Menentukan Laju Alir Gas Masuk Reaktor

$$Q = Mg \times \frac{1}{\rho_g} \times \frac{1}{3600}$$

$$Q = 1,37E-03 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q = 1.365,8614 \text{ cm}^3/\text{s}$$

#### Menghitung diameter gelembung

Persamaan

$$D_B = \left( \frac{6 \times D_o \times \sigma}{g \times (\rho_l - \rho_g)} \right)^{1/3}$$

Di ketahui :

$$D_o = 0,00004 \text{ m} = 0,004 \text{ cm}$$

Berdasarkan buku Perry (1984) hal 18 – 58,

diameter hole plate standard di pasaran 0,004 – 0,95 cm

$$\rho_l = 81,1066 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 5,0589 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l - \rho_g = 76,0477 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\sigma = 0,0852 \text{ kg m/s}^2$$

maka  $D_B =$

$$D_B = 0,0029 \text{ m}$$

$$D_B = 0,2887 \text{ cm} = 2,8870 \text{ mm}$$

#### Mencari Laju Alir (Linear) Tiap Orifice

$$Q_{GO} = \left( \frac{D_B^3 \times \pi \times g^{3/5}}{6 \times 1378} \right)^{5/6}$$

$$Q_{GO} = \left( \frac{D_B^3 \times \pi \times g^{3/5}}{8268} \right)^{5/6}$$

$$Q_{GO} = 1,9786E-03 \text{ cm}^3/\text{s}$$

#### **Mencari Luas Orifice**

$$L_O = \frac{\pi}{4} \times D_O^2$$

$$L_O = \frac{\pi}{4} \times 0.0612^2$$

$$L_O = 2,9462E-03 \text{ cm}^2$$

#### **Menentukan Jumlah Orifice**

$$N_O = \frac{Q_G}{Q_{GO}}$$

$$N_O = \frac{1.365,8614 \text{ cm}^3/\text{s}}{1,9786E-03 \text{ cm}^3/\text{s}}$$

$$N_O = 690.325 \text{ lubang}$$

#### **Mencari Nilai Pitch**

$$c = k \times D_{BO}$$

di mana  $k > 1$  diambil  $k = 3$

$$c = 0,8660$$

#### **Menentukan Jumlah Luas Orifice**

$$L_{TO} = L_O \times N_O$$

Maka luas orifice adalah

$$L_{TO} = 2.033,8094 \text{ cm}^2$$

#### **Menentukan Luas Perforated Plate**

Mencari luas total *orifice* terhadap *perforated plate*

$$D_{PC} = \frac{D_O}{c}$$

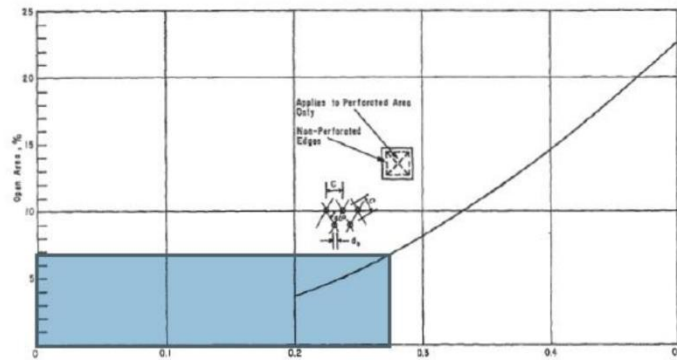
Dengan :

$$D_O = 0,2880 \text{ cm}$$

$$c = 0,8660 \text{ cm}$$

$$D_{pc} = 0,25$$

Diplotkan ke grafik



Dari grafik diatas diperoleh  $a = 5 \% = 0,05$

Maka luas *perforated plate* adalah

$$L_P = \frac{L_{TO}}{a}$$

$$L_P = \frac{2.033,8094 \text{ cm}^2}{0,05}$$

$$L_P = 40.676,1875 \text{ cm}^2 = 4,0676 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas total perforated plate} = \frac{\pi}{4} D$$

$$4,0676 \text{ m}^2 = 0,7854 D$$

$$D = 5,1790 \text{ m}$$

Sehingga Diameter reaktor harus diatas 5,2 m

### Menentukan Diameter & Tinggi Reaktor

$$\text{Jumlah Reaktor} = 4$$

$$Q_c = 196,5884 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q_c \text{ per reaktor} = 49,1471 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal cairan} = 2 \text{ jam}$$

$$V_r = 49,1471 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 2 \text{ jam}$$

$$= 98,2942 \text{ m}^3$$

### Diameter Reaktor

$$V_r = \text{volume shell} + 2 \cdot \text{volume head}$$

$$V_r = \frac{\pi}{4} \times D^2 H + 2 V H$$

$$D = H$$

$$V_r = \frac{\pi}{4} \times D^3 + 2 VH$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_r}{\frac{\pi}{4} + 2 VH}}$$

Maka setelah dilakukan perhitungan

$$D = 5,3154 \text{ m}$$

### **Tinggi Reaktor**

Tinggi Reaktor di trialakan

$$D = H$$

Maka tinggi Reaktor = 5,3154 m

### **Tekanan Gas Rata-Rata Dalam Reaktor**

$$P_{GR} = P + \left( \frac{0,5 \times \rho_L \times H}{1,0132 \times 10^6} \right)$$

Dimana

$$P_{\text{gas}} = 80 \text{ Atm}$$

$$\rho_L = 81,6651 \text{ Kg/m}^3$$

$$H = 5,3154 \text{ m}$$

$$\text{Maka, } P_{GR} = 80,0002 \text{ atm}$$

### **Diameter Gelembung Rata-Rata**

$$D_{BR} = \left( \frac{D_{BO}^3 \times P_{GR}}{P} \right)^{1/3}$$

Di mana

$$D_{BO} = 0,0029 \text{ m}$$

$$P_{GR} = 80,0002 \text{ atm}$$

$$P = 80 \text{ atm}$$

$$D_{BR} = 0,0029 \text{ m}$$

### **Kecepatan Terminal Gelembung**

$$V_t = \left[ \left( \frac{2 \times \sigma_l}{D_{BR} \times \rho_L} \right) + \left( \frac{g \times D_{BR}}{2} \right) \right]^{1/2}$$

Di mana

$$\sigma_l = 0,072 \text{ kg m/s}^2$$

$$D_{BR} = 0,0029 \text{ m}$$

$$\rho_l = 81,6551$$

$$\text{Maka } V_t = 0,7906 \text{ m/s}$$

### **Kecepatan Tinggal Gelembung Dalam Reaktor**

Dengan asumsi kecepatan naik gelembung di dalam reaktor konstan pada kecepatan terminalnya

$$\theta_G = \frac{H}{V_t}$$

Di mana

$$H = 5,3154 \text{ m}$$

$$V_t = 0,7906 \text{ m}$$

$$\Theta_G = 6,7231 \text{ s}$$

### **Volume Tiap Gelembung**

$$V_{GO} = \frac{\pi}{6} \times D_{BR}^3$$

$$V_{GO} = 1,2593\text{E-}08 \text{ m}^3$$

### **Jumlah Gelembung Tiap Orifice**

$$N_{GO} = \frac{Q_{GO}}{V_{GO}}$$

$$N_{GO} = \frac{1,9786\text{E} - 03}{1,2593\text{E} - 08}$$

$$N_{GO} = 157.114 \text{ buah gelembung}$$

### **Jumlah Gelembung Total Dalam Reaktor**

$$N_{GT} = N_O \times N_{GO} \times \theta_G$$

Di mana

$$N_O = 690.325 \text{ lubang}$$

$$N_{GO} = 157.114 \text{ gelembung}$$

$$\theta_G = 6,7231 \text{ s}$$

$$N_{GT} = 7,2918\text{E}+11 \text{ gelembung}$$

Karena jumlah reaktor ada 4 dan diasumsikan gas didistribusikan merata maka jumlah gelembung per reaktor ( $N_{GT'}$ ) menjadi

$$N_{GT'} = 1,8229E+11 \text{ gelembung}$$

#### **Volume Gas Gelembung Total Di Dalam Reaktor**

$$V_{GT} = N_{GT} \times V_{GO}$$

Di mana

$$V_{GO} = 1,2593E-08 \text{ m}^3$$

$$N_{GT'} = 1,8229E+11 \text{ gelembung}$$

$$V_{GT} = 2,2957E+03 \text{ m}^3$$

Diasumsikan volume gelembung tidak mempengaruhi ketinggian reaktor karena gas sisa/ yang tidak bereaksi akan disedot keluar reaktor

#### **Menentukan Ketinggian Cairan**

Diketahui setiap reaktor memiliki diameter sebesar

$$D = 5,3154 \text{ m}$$

$$V_c = 49,1471 \text{ m}^3$$

Maka ketinggian cairan adalah

$$H = \frac{V}{0,25 \times \pi \times D^2}$$

$$H = 2,2148 \text{ m}$$

Karena ketinggian cairan hanya 2,2 meter maka ketinggian Reaktor diturunkan semula 5,3154 m menjadi 3 meter

#### **Menentukan Hold Up Gas**

$$\varepsilon_G = \frac{V_{GT}}{V_{GT} \times V_c}$$

$$\varepsilon_G = 0,9790$$

#### **Menentukan Luas Permukaan Interface**

$$A_G = \frac{6 \times \varepsilon_G}{D_{BR}}$$

$$A_G = 2.035,0345/\text{m}$$

### **4. Penurunan Tekanan (Pressure Drop)**

#### **Dry Pressure Drop**

*Dry Pressure Drop* merupakan *Pressure Drop* aliran gas akibat friksi di dalam hole (Orifice. Dimana *hole* dianggap tabung pendek dengan tebal *plate* sama dengan tinggi tabung.

$$H_d = \frac{V_o \times \rho_G}{2 \times g \times \rho_L} \times C_o \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_N} \right) + \frac{4 \times L \times f}{D_o} + \left( 1 - \frac{A_o}{A_N} \right)^2 \right]$$

Di mana :

$H_D$  = *Dry Pressure Drop*

$V_O$  =  $Q_{GO}$  = kecepatan linear gas lewat hole, m/s

$D_O$  = Diameter hole, m

$L$  = Tebal Plate = 0,39 mm

$C_O$  = Koefisien orifice =  $109 \cdot \left( \frac{D_o}{L} \right)^{0,25} = 122,0201$

$A_O$  = Luas Orifice,  $m^2$

$A_N$  = Luas Perforated Plate,  $m^2$

$\rho_L$  = Densitas Liquid,  $Kg/m^3$

$\rho_G$  = Densiats Gas,  $Kg/m^3$

$f$  = faktor friksi fanning

nilai  $f$  dapat ditentukan dengan persamaan

$$0,079 / Re^{0,25}$$

Di mana

$$Re = \frac{V_o \times \rho_G \times D_o}{\mu_G}$$

$F$  = 0,057

Maka  $H_D$  = 0,10 m

### **Residual Gas Pressure Drop**

*Pressure Drop* yang diakibatkan pembentukan gelembung gas

$$H_R = \frac{6 \times \sigma_L}{\rho_L \times D_o \times g}$$

Maka  $H_R$  = 0,8814 m

### **Hydraulic Head**

*Pressure Drop* yang diakibatkan gaya hidrostatik cairan dalam reaktor

$H_L$  = Tinggi cairan = 2,2148 m

### Total Pressure Drop

$$H_T = H_D + H_L + H_R$$

$$H_T = 0,10 + 0,8814 + 2,2148 \text{ m}$$
$$= 3,1960$$

$$\Delta P = \frac{H_T \times \rho_L \times g}{10^5}$$

$$\Delta P = 0,0256 \text{ Atm}$$

## 5. Menentukan Dimensi Reaktor

### Tipe Reaktor :

Jenis reaktor = tangki tertutup silinder tegak

Alasan pemilihan = tangki proses, menjaga tekanan agar tetap, tekanan > 1 atm

Jenis head = *Torispherical Flanged and Dished Head*

Alasan pemilihan = untuk tekanan rendah dan diameter reaktor yang cukup besar

Tekanan operasi = 1,0133 bar = 14,6967 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan desain = 17,6360 psi

### a. Pemilihan bahan konstruksi

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade B

Alasan pemilihan = Cukup tahan terhadap korosi

= Tekanan operasi rendah

= Bekerja baik pada suhu <900°F

= Untuk dinding reaktor yang cukup tebal

= Harga yang ekonomis

= Aman untuk bahan-bahan non korosif

Spesifikasi bahan :

T operasi = 100°C = 373 K = 212°F

= *tensile strength* = 50.000 psi

= *allowable stress* (f) = 11.500 psi

$$= \text{corrosion allowance (c)} = 0,125 \text{ in}$$

### **Tebal Shell**

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

Di mana

$T_s$  = Tebal Shell, in

$P$  = Tekanan operasi, psi

$R_i$  = Diameter dalam reaktor. in

$f$  = Allowable stress, psi

$E$  = Butt joint efficiency, Double Welded Butt Joint = 0,80

$C$  = Corrosion Allowance, 0,125 in

Maka tebal shell

$$T_s = 0,3258 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standard 0,3750 in

### **Dimensi Head**

$$\begin{aligned} \text{OD Shell} &= \text{ID} + 2 \cdot T_s \\ &= 209,2693 \text{ in} + 2 \cdot (0,3750 \text{ in}) \\ &= 210 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD shell standar 216 in

$$r = 170 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 13 \text{ in}$$

### **Tebal head**

Persamaan :

$$th = \frac{P \times D_{ri}}{2 \times f \times e - 0,2 \times P} + C$$

Maka

$$Th = 0,3256 \text{ in}$$

Di pakai tebal *head standard*

$$= 3/8 \text{ inci} = 0,3750 \text{ inci}$$

$$\text{OD head} = \text{ID} + 2 \text{ th}$$

$$= 209,2693 \text{ inci} + (2 \times 0,3725) \text{ inci}$$

$$= 210 \text{ in}$$

### Tinggi Total Reaktor

Dari tabel 5,8 *Brownell and Young* untuk  $t_{head} = 0,375$  inci

*Standard straight flange* = 1,5 – 4.5

Di pilih sf = 4

Dari persamaan untuk fig 5,8 *Brownell and Young*, 1959 :

$$a = ID/2 = 209,2693 \text{ inci}/2 = 104,6346 \text{ inci}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 104,6346 \text{ inci} - 13 \text{ inci} \\ &= 91,6346 \text{ inci} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 170 \text{ inci} - 13 \text{ inci} \\ &= 157 \text{ inci} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(157 \text{ inci})^2 - (90,6346 \text{ inci})^2} \\ &= \sqrt{(16.252,1001 \text{ inci})^2} \\ &= 127,4837 \text{ inci} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 170 \text{ inci} - 127,4837 \text{ inci} \\ &= 42,5163 \text{ inci} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= sf + b + t_{head} \\ &= 4 + 42,5163 \text{ inci} + 0,3750 \text{ inci} \\ &= 46,8913 \text{ inci} \\ &= 1,1910 \text{ m} \end{aligned}$$

### Tinggi total reaktor

$$\begin{aligned} &= \text{Tinggi Silinder} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 118,1102 \text{ inci} + (2 \times OA) \\ &= 118,1102 \text{ inci} + (2 \times 46,8913 \text{ inci}) \\ &= 211,8928 \text{ inci} \\ &= 5,3821 \text{ m} \end{aligned}$$

## 6. Menentukan Kebutuhan Steam Pemanas

### Kebutuhan Steam

Steam dibutuhkan untuk mempertahankan suhu reaksi tetap berada di 100°C dikarenakan reaksi bersifat endotermis

Beban steam yang diperlukan

$$Q \text{ duty} = 121.452,3715 \text{ KJ/jam}$$

Suhu fluida keluar adalah kemungkinan penurunan suhu karena reaksi endotermis

$$\text{Suhu steam masuk} = 150^{\circ}\text{C} = 423 \text{ K} = 302^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar} = 150^{\circ}\text{C} = 423 \text{ K} = 302^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu Fluida masuk} = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K} = 212^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu Fluida keluar} = 60^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K} = 140^{\circ}\text{F}$$

Kebutuhan steam

$$M_{HS} = \frac{Q}{\lambda_s}$$

Di mana

$M_{HS}$  = Massa Steam yang dibutuhkan

$Q$  = beban Steam

$\lambda_s$  = Entalpi Steam pada suhu 150°C

maka  $M_{HS}$  = 16.827,2516 kg/jam steam = 16,8273 ton/jam steam

### Menentukan LMTD

LMTD di tentukan dengan persamaan

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

| cold fluid |              | hot fluid | difference | symbol                    |
|------------|--------------|-----------|------------|---------------------------|
| 140        | low temp °F  | 302       | 162        | $\Delta T_1$              |
| 212        | high temp °F | 302       | 90         | $\Delta T_2$              |
|            |              |           | 72         | $\Delta T_2 - \Delta T_1$ |

$$\text{LMTD} = 122,4934^{\circ}\text{F}$$

### Overall Heat Transfer (Ud)

Hot fluid : Steam

Cold fluid : Larutan viskositas rendah  
 UD range : 200 – 700 BTU/jam ft<sup>2</sup>  
 Trial : 200 BTU/jam ft<sup>2</sup>

### **Menentukan Luas Transfer Panas**

Luas Transfer Panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

Q = 539.221,2103 BTU/jam  
 UD = 200 BTU/jam ft<sup>2</sup>  
 LMTD = 122,4934°F

A = 1,1747 ft<sup>2</sup> = 0,1091 m<sup>2</sup>

Diketahui luas selimut tangki = luas selimut tabung (shell)

$$\begin{aligned} A_{\text{Shell}} &= \pi \cdot D \cdot H \\ &= \pi \cdot 5,3154 \text{ m} \cdot 3 \text{ m} \\ &= 50,0968 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas selimut > Luas transfer panas yang dibutuhkan sehingga desain selimut dapat digunakan

### **Menentukan Kelajuan Volumetrik Steam (per Reaktor)**

$$G = \frac{W_{\text{steam}}}{\rho_{\text{steam}}}$$

Diketahui

W steam total = 16.827,2516 kg/jam  
 W steam/reaktor = 4.206,8129 kg/jam  
 ρ steam = 1,0559 kg/m<sup>3</sup>

G = 3.984,1016 m<sup>3</sup>/jam

### **Menghitung Tebal Jaket Pemanas**

Volume pemanas = laju alir volumetrik . waktu tinggal fluida pemanas

Di trialkan waktu tinggal 5 menit

Volume pemanas = G . waktu tinggal

$$= 3.984,1016 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 0,0833 \text{ jam}$$

$$= 332,0085 \text{ m}^3$$

$$\text{Dengan OD} = 5,3340 \text{ m}$$

$$\text{H Reaktor} = 3 \text{ m}$$

$$V_{pemanas} = \frac{\pi \times (IDj - ODs)^2 \times H_R}{4}$$

$$332,0085 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times (IDj - 5,3440 \text{ m})^2 \times 3 \text{ m}}{4}$$

$$332,0085 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times 3 \text{ m}}{4} \times (IDj - 5,3440 \text{ m})^2$$

$$332,0085 \text{ m}^3 = 2,3562 \text{ m} \times (IDj^2 - 28,4516 \text{ m}^2)$$

$$332,0085 \text{ m}^3 = 2,3562 \text{ m}^2 IDj^2 - 67,0374 \text{ m}^3$$

$$332,0085 \text{ m}^3 + 67,0374 \text{ m}^3 = 2,3562 \text{ m}^2 IDj^2$$

$$\frac{396,7727 \text{ m}^3}{2,3562 \text{ m}^2} = IDj^2$$

$$\sqrt{168,3956 \text{ m}} = IDj$$

$$12,9767 \text{ m} = IDj$$

Sehingga tebal jaket :

$$\text{Tebal jaket} = IDj - ODs$$

$$= 12,9767 \text{ m} - 5,3340 \text{ m}$$

$$= 7,6427 \text{ m} = 764,2731 \text{ cm}$$

Tidak mungkin membuat Jaket setebal 7 meter, maka waktu tinggal steam harus dipercepat sehingga setidaknya tebal jaket <30 cm

Digunakan waktu tinggal = 0,1311 menit = 8 detik

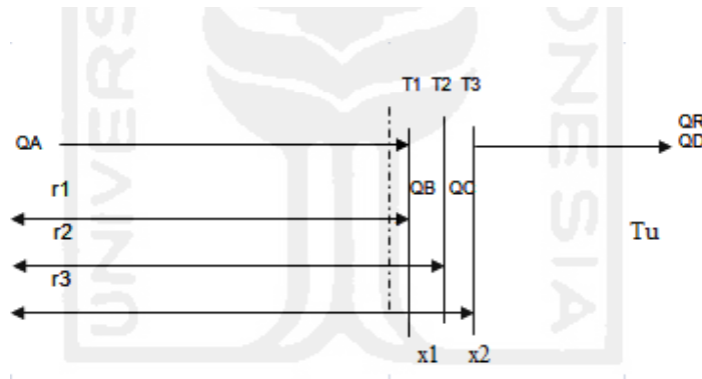
Maka tebal jaket menjadi

$$= IDj - ODs$$

$$= 5,5840 \text{ m} - 5,3340$$

$$= 0,25 \text{ m} = 25 \text{ cm}$$

## 7. Isolator



Di mana :

$r_1$  = jari jari dalam shell

$r_2$  = jari jari luar shell

$r_3$  = jari jari luar setelah diisolasi

$x_1$  = tebal dinding shell

$x_2$  = tebal isolator

$T_1$  = suhu dinding dalam shell

$T_2$  = suhu dinding luar shell

$T_3$  = suhu dinding isolator shell

$T_4$  = suhu udara luar

$q_1$  =konveksi bahan ke dinding shell

$q_2$  = konduksi dalam shell keluar shell

$q_3$  = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

$q_4$  = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

Keadaan steady state  $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$r_3 = r_2 + x$

Konduksi

$$Q_B = (2\pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T_1 - T_2)$$

$$Q_C = (2\pi \cdot k_i \cdot L) \cdot (T_2 - T_3)$$

Konveksi

$$Q_D = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2\pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4)$$

Radiasi

$$Q_R = \varepsilon \sigma A (T_3^4 - T_U^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L (T_3^4 - T_U^4)$$

Setelah dilakukan perhitungan ditetapkan tebal isolator sebesar 12 cm

## 8. Piping (Pemipaan)

### a. Pipa cairan umpan masuk

| Komponen                                      | BM/Mr   | xi (w/w) | $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) | xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) |
|-----------------------------------------------|---------|----------|-----------------------------|---------------------------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> | 180,156 | 0,3000   | 87,2687                     | 26,1806                         |
| H <sub>2</sub> O                              | 18,015  | 0,7000   | 79,2635                     | 55,4845                         |

Diameter pipa untuk aliran turbulen ditentukan dengan persamaan

$$D = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dengan

D = Diameter pipa, in

$\rho$  = Densitas cairan = 81,6551 Kg/m<sup>3</sup> = 5,0976 lb/ft<sup>3</sup>

Q = laju alir volumetris =  $\frac{19.521,4910 \text{ lb/jam}}{5,0976 \text{ lb/ft}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}}$   
= 1,0638 ft<sup>3</sup>/s

Maka, D = 4,9557 in

Digunakan ukuran pipa standar

= 6 in

Number Pipe Size, NPS = 6

Schedule Number, SN = 40 (standard pipe)

Outside Diameter, OD= 6,625 in

Inside Diameter, ID = 6,065 in

Flow area per pipe = 28,9 in<sup>2</sup>

### b. Pipa cairan produk keluar

| Komponen                                            | BM/Mr   | xi (w/w) | $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) | xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) |
|-----------------------------------------------------|---------|----------|-----------------------------|---------------------------------|
| C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>       | 180,156 | 0,0085   | 89,5990                     | 0,7656                          |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> (man) | 182,172 | 0,1397   | 70,2630                     | 9,8150                          |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> (sor) | 182,172 | 0,1397   | 70,2630                     | 9,8150                          |
| H <sub>2</sub> O                                    | 18,015  | 0,7121   | 81,1908                     | 57,8141                         |

|       |        |          |         |
|-------|--------|----------|---------|
| Total | 1,0000 | 311,3157 | 78,2096 |
|-------|--------|----------|---------|

Diameter pipa untuk aliran turbulen ditentukan dengan persamaan

$$D = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dengan

D = Diameter pipa, in

$\rho$  = Densitas cairan = 78,2096 Kg/m<sup>3</sup> = 4,8825 lb/ft<sup>3</sup>

Q = laju alir volumetris =  $\frac{19.521,4910 \text{ lb/jam}}{4,8072 \text{ lb/ft}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}}$   
= 1,1106 ft<sup>3</sup>/s

Maka, D = 5,0245 in

Digunakan ukuran pipa standar

= 6 in

Number Pipe Size, NPS = 6

Schedule Number, SN = 40 (standard pipe)

Outside Diameter, OD= 6,625 in

Inside Diameter, ID = 6,065 in

Flow area per pipe = 28,9 in<sup>2</sup>

#### c. Pipa Hidrogen masuk

Diameter pipa untuk aliran turbulen ditentukan dengan persamaan

$$D = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dengan

D = Diameter pipa, in

$\rho$  = Densitas cairan = 5,0589 Kg/m<sup>3</sup> = 0,3158 lb/ft<sup>3</sup>

Q = laju alir volumetris =  $\frac{54,8403 \text{ lb/jam}}{0,3158 \text{ lb/ft}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}}$   
= 0,0482 ft<sup>3</sup>/jam

Maka, D = 0,8580 in

Digunakan ukuran pipa standar

= 1

Number Pipe Size, NPS = 1 in  
 Schedule Number, SN = 80 (extra strong pipe)  
 Outside Diameter, OD= 1,320 in  
 Inside Diameter, ID = 0,957 in  
 Flow area per pipe = 0,718 in<sup>2</sup>

d. Pipa Hidrogen Keluar

Diameter pipa untuk aliran turbulen ditentukan dengan persamaan

$$D = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dengan

D = Diameter pipa, in  
 $\rho$  = Densitas cairan = 5,0589 Kg/m<sup>3</sup> = 0,3158 lb/ft<sup>3</sup>  
 $Q$  = laju alir volumetris =  $\frac{10,5110 \text{ lb/jam}}{0,3158 \text{ lb/ft}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}}$   
 = 0,0092 ft<sup>3</sup>/s

Maka, D = 0,4080 in

Digunakan ukuran pipa standar

$$= 1/2$$

Number Pipe Size, NPS = 0,5 in  
 Schedule Number, SN = 80 (extra strong pipe)  
 Outside Diameter, OD= 0,840 in  
 Inside Diameter, ID = 0,546 in  
 Flow area per pipe = 0,141 in<sup>2</sup>

e. Pipa Steam masuk

Diameter pipa untuk aliran turbulen ditentukan dengan persamaan

$$D = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

D = Diameter pipa, in  
 $\rho$  = Densitas gas = 85,8374 Kg/m<sup>3</sup> = 5,3587 lb/ft<sup>3</sup>  
 $Q$  = laju alir volumetris =  $\frac{9.274,4349 \text{ lb/jam}}{5,3587 \text{ lb/ft}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}}$

$$= 0,4808$$

Maka, D = 3,4891 in

Digunakan ukuran pipa standar

$$= 4$$

Number Pipe Size, NPS = 4 in

Schedule Number, SN = 80 (extra strong pipe)

Outside Diameter, OD= 4,500 in

Inside Diameter, ID = 3,826 in

Flow area per pipe = 11,5 in<sup>2</sup>

f. Pipa Steam keluar

Diameter pipa untuk aliran turbulen ditentukan dengan persamaan

$$D = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dengan

D = Diameter pipa, in

$\rho$  = Densitas gas = 85,8374 Kg/m<sup>3</sup> = 5,3587 lb/ft<sup>3</sup>

Q = laju alir volumetris =  $\frac{9.274,4349 \text{ lb/jam}}{5,3587 \text{ lb/ft}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}}$

$$= 0,4808$$

Maka, D = 3,4891 in

Digunakan ukuran pipa standar

$$= 4$$

Number Pipe Size, NPS = 4 in

Schedule Number, SN = 80 (extra strong pipe)

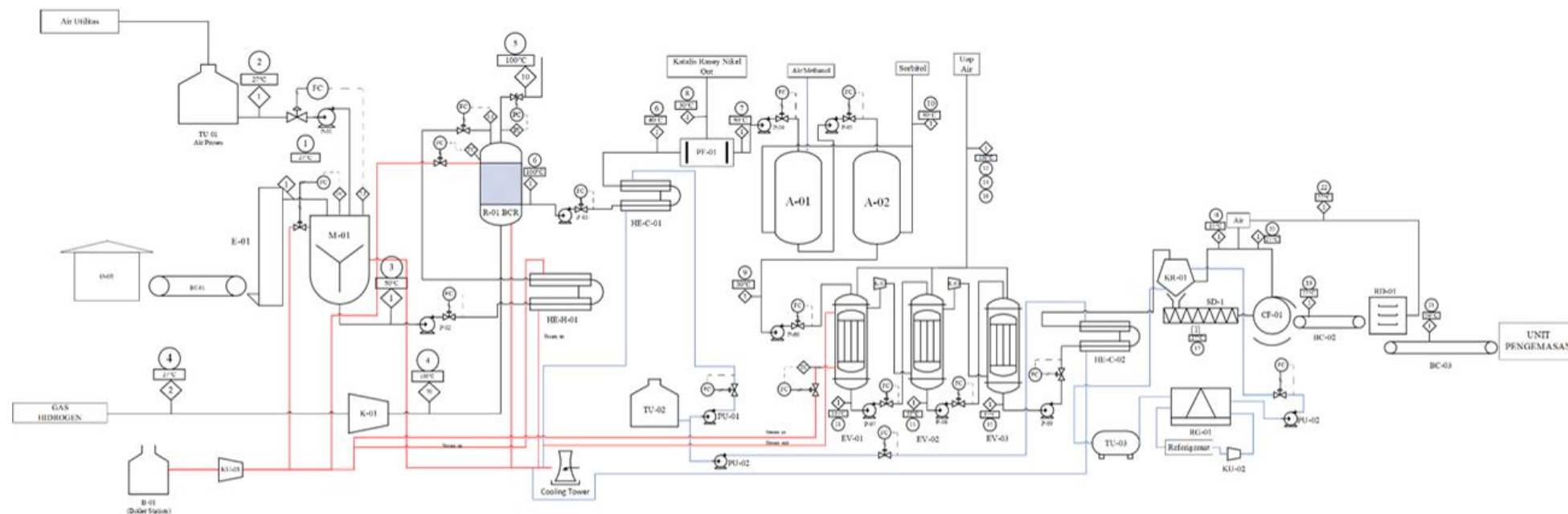
Outside Diameter, OD= 4,500 in

Inside Diameter, ID = 3,826 in

Flow area per pipe = 11,5 in<sup>2</sup>

## A2. LAMPIRAN PEFD

### PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK MANITOL DARI FRUKTOSA DENGAN PROSES HIDROGENASI KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN



| Komponen             | Arus Masuk (kg/jam) |          |          |          |          | Arus Keluar (kg/jam) |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |  |  |  |  |  |
|----------------------|---------------------|----------|----------|----------|----------|----------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|--|--|--|--|--|
|                      | Arus 1              | Arus 2   | Arus 4   | Arus 5   | Arus 7   | Arus 8               | Arus 9   | Arus 10  | Arus 12  | Arus 14  | Arus 16  | Arus 18  | Arus 20  | Arus 21  | Arus 22  |          |          |  |  |  |  |  |
| $C_6H_{12}O_6$       |                     | 1,85E+03 |          |          |          |                      |          | 5,56E+01 |          |          |          |          |          |          |          |          |          |  |  |  |  |  |
| $H_2O$               | 6,11E+03            | 6,17E+01 |          | 4,40E+03 |          |                      | 1,54E+03 | 2,32E+02 | 4,40E+03 | 1,98E+03 | 1,09E+03 | 4,51E+02 | 6,16E+02 | 3,04E+02 | 1,60E+01 | 1,59E+01 |          |  |  |  |  |  |
| $H_2$                |                     |          | 2,49E+01 |          | 2,01E+01 |                      | 4,77E+00 |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |  |  |  |  |  |
| $C_6H_{14}O_6$ (man) |                     |          |          | 9,08E+02 |          |                      |          | 1,82E+01 |          |          |          | 8,90E+01 |          |          | 8,01E+02 |          |          |  |  |  |  |  |
| $C_6H_{14}O_6$ (sor) |                     |          |          | 9,08E+02 |          |                      |          | 8,81E+02 |          |          |          | 2,73E+01 |          |          |          |          |          |  |  |  |  |  |
| Katalis Ra-Ni        | 8,03E+02            |          |          |          |          |                      |          | 8,02E+02 |          |          |          | 2,47E+01 |          |          |          |          |          |  |  |  |  |  |
| Total                | 6,92E+03            | 1,91E+03 | 2,49E+01 | 1,82E+03 | 4,40E+03 | 2,01E+01             | 1,80E+03 | 1,55E+03 | 1,03E+03 | 5,35E+03 | 1,98E+03 | 1,09E+03 | 4,51E+02 | 7,32E+02 | 3,04E+02 | 8,01E+02 | 1,59E+01 |  |  |  |  |  |
|                      |                     |          | 1,51E+04 |          |          |                      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |          |  |  |  |  |  |

| Keterangan Simbol |                   |
|-------------------|-------------------|
|                   | No Arus           |
|                   | Tekanan (atm)     |
|                   | Suhu (°C)         |
|                   | Control Valve     |
|                   | Relief Valve      |
|                   | Arus Signyal      |
|                   | Arus Pneumatic    |
|                   | Arus Proses       |
|                   | Arus Air Utilitas |
|                   | Arus Steam        |

| Kode Alat | Keterangan Alat       | Kode Alat | Keterangan Alat        | Kode Alat | Keterangan Alat |
|-----------|-----------------------|-----------|------------------------|-----------|-----------------|
| G         | Gudang Penyimpanan    | HE-H      | Heat Exchanger Heater  | SD        | Screw Driver    |
| TU        | Tangki Utilitas       | HE-C      | Heat Exchanger Cooler  | RG        | Refrigerant     |
| BC        | Belt Conveyor         | PF        | Plate and Frame Filter | P         | Pompa           |
| E         | Elevator              | A         | Resin Absorber         | PU        | Pompa Utilitas  |
| K         | Kompresor             | EV        | Evaporator             |           |                 |
| KU        | Kompresor Utilitas    | KR        | Kristalizer            |           |                 |
| R-BCR     | Bubble Column Reactor | CF        | Centrifuge             |           |                 |
| M         | Mixer                 | RD        | Rotary Dryer           |           |                 |

| Keterangan Instrumen |                     |
|----------------------|---------------------|
| FC                   | Flow Control        |
| TC                   | Temperature Control |
| PC                   | Pressure Control    |
| LI                   | Level Indicator     |
| PI                   | Pressure Indikator  |

|                                                                                      |                             |          |
|--------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------|----------|
|  | JURUSAN TEKNIK KIMIA        |          |
|                                                                                      | FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI |          |
|                                                                                      | UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA |          |
|                                                                                      | YOGYAKARTA                  |          |
|                                                                                      | 2023                        |          |
| Penulis :                                                                            |                             |          |
| 1. Muhammad Ikhsan Sabdana                                                           |                             | 16521123 |
| 2. *                                                                                 |                             |          |
| Dosen Pembimbing                                                                     |                             |          |
| 1. Dyah Retno Sawitri                                                                |                             |          |
| 2. *                                                                                 |                             |          |