

Pra Rencana Pabrik High Fructose Syrup Dari Menir

Dominikus Djago Djoa^a, Bambang Susila Hadi^b, I Gede Aryana Mahayasa^{a,b,*}

^aProgram Studi Pendidikan Kimia, Pascasarjana, Universitas Negeri Medan, Medan, Indonesia

^bFakultas Teknologi Industri, Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang, Malang, Indonesia

dominikus.djoa@yahoo.co.id, susilahadi@gmail.com, ayanamahayasa@gmail.com

Abstrak

Tujuan pendirian pabrik ini adalah : Pemenuhan kebutuhan bahan pemanis sirup fruktosa di dalam negeri, meningkatkan devisa negara di sektor industry, memperluas volume produktifitas terutama bagi industri yang memerlukan sirup fruktosa.

Proses pembuatan HFS dari menir dengan cara isomerisasi dibagi menjadi tiga tahap : pretreatment, hidrolisa dan isomerisasi menggunakan enzim glucoisomerisasi.

Aspek kelayakan pra rencana pabrik HFS : (1) aspek ekonomi yaitu Pay Out Time, Rate of Return dan Break even Point; (2) aspek proses; (3) aspek teknik; (4) aspek manajemen perusahaan.

Pra rencana pabrik HFS dalam perencanaan adalah semi kontinyu, 24 jam per hari dengan 300 hari kerja/tahun, kapasitas produksi 9475,76 ton sirup/tahun, bahan baku 2700 ton menir/tahun, konsumsi air 2308 m³/hari, steam 663 ton/hari dan listrik 150 KVA, pembiayaan modal tetap Rp. 16,17 M dan modal kerja Rp. 3,3M, hasil penjualan Rp. 23,69 M, investasi total pada akhir masa konstruksi Rp. 21,32M, laju pengembalian modal 17,83%, waktu pengembalian modal 4,41 tahun, titik impas 40,52% dan masa konstruksi 2 tahun. Secara keseluruhan dipandang dari segi teknis maupun ekonomi dapat dikatakan pra rencana pabrik High Fructose Syrup dari menir dapat dilanjutkan ke dalam tahap perencanaan.

Kata kunci: Fruktosa; Menir; Isomerisasi;

1. Pendahuluan

Terdapat kecenderungan produksi gula yang naik turun secara teratur setiap selang waktu lima tahun. Menurut F.C. Schaffer & Associates, Inc. Sugar Scholl, proyeksi produksi gula dunia sampai tahun 1986 hanya berkisar sekitar 100 juta ton, sementara itu konsumsi meningkat beberapa ton di atasnya. Peluang sebesar ini diisi oleh HFS karena selain biaya investasinya jauh lebih murah daripada biaya investasi pabrik tebu, rendemen hasilnya cukup tinggi.

Di banyak Negara pemakaian sodium siklamat (bahan pemanis sintetik) sudah dilarang karena dapat mengganggu kesehatan. Dengan demikian jelas bahwa peranan penting pemanis yang berasal dari pati yang umum disebut dengan sirup fructose atau High Fructose Syrup adalah besar sekali. Sejak dikembangkannya teknologi pengolahan sirup fruktosa pada tahun 1970-an dan lebih-lebih setelah diperoleh cara pemisahan glukosa dari fruktosa dengan cara kromatografi, maka pemanfaatan dan minta terhadap bahan pemanis ini semakin meningkat dari tahun ke tahun [1].

Produksi HFS di Jepang yang mulai dari sekitar $0,2 \times 10^5$ ton pada tahun 1970 telah melesit menjadi sekitar 5×10^5 ton pada tahun 1980.

Produksi HFS di Amerika Serikat dewasa ini berkisar sekitar 3 juta ton per tahun. Pasaran utama dari bahan pemanis ini adalah perusahaan-perusahaan minuman ringan terutama Coca Cola dan Pepsi Cola. Pemanfaatan bahan ini untuk 18 merk minuman ringan, diantaranya kedua merk yang telah disebutkan, dapat menghemat 0 -0,1 US\$ per 12 oz.

Meskipun banyak jenis minuman dan buah-buahan di dalam kaleng yang diimpor ke Indonesia dengan mencantumkan HFS sebagai bahan pemanis yang digunakannya namun bahan ini belum dikenal secara luas di dalam masyarakat.

Sebenarnya potensi HFS sebagai bahan alternative gula memiliki masa depan yang cerah di Indonesia.

Sampai saat ini produksi gula di dalam negeri baru berkisar 1,6 juta ton per tahun. Sebaliknya kebutuhan gula selalu meningkat dari tahun ke tahun karena penambahan penduduk maupun karena kenaikan tingkat konsumsi per kepala sehubungan dengan semakin meningkatnya kemakmuran bangsa.

Jika pada awal tahun 1980-an impor gula berkisar antara 500 sampai 700 ribu ton per tahun, maka dapat diharapkan impor tersebut akan semakin membesar pada tahun-tahun sesudahnya.

Tabel 1. Proyeksi konsumsi gula per kepala dan proyeksi konsumsi gula nasional (1981 – 1988)

Tahun	Produksi	Konsumsi	
	Ton	Per kepala, kg	Total, ton
1981	1.182.636	12,20	1.798.074
1982	1.420.000	12,88	1.936.260
1983	1.500.000	13,60	2.085.388*
1984	1.600.000	14,37	2.247.527*
1985	1.610.000	15,17	2.420.103*
1986	1.690.000	16,02	2.606.820*
1987	1.780.000	16,92	2/808.335*
1988	1.821.244	17,86	3.022.641*

*) tidak dihitung produksi pabrik-pabrik gula baru yang akan didirikan

Jika areal perkebunan tebu di luar Jawa dapat menghasilkan gula sebanyak 6 ton/ha, maka seluruh pabrik gula yang mempunyai kapasitas giling akan menghasilkan gula sebanyak 38 ribu ton/tahun. Dengan demikian seluruh pabrik gula yang akan didirikan akan menghasilkan 684 ribu ton. Meskipun sudah dimasukan produksi gula yang masih akan dihasilkan oleh pabrik-pabrik gula di luar Jawa, masih tersisa beberapa ratus ribu ton kebutuhan gula di dalam negeri yang harus diimpor.

Peluang sebesar ini dapat diisi oleh HFS karena selain biaya investasinya jauh lebih murah daripada biaya investasi pabrik tebu, rendemen hasilnya cukup tinggi. Apalagi jika dikaitkan dengan tanaman dan pemeliharannya.

Lokasi pabrik sirup fruktosa ini direncanakan di daerah Driyorejo, Gresik, Jawa Timur karena Driyorejo merupakan penghasil beras yang produktif serta dekat dengan sungai Brantas dan juga jalur pemasaran produk tersebut tidak mengalami hambatan karena jalur darat sudah sangat lancar.

Tujuan dari Pra Rencana Pabrik ini adalah untuk membantu pemerintah dalam pemenuhan kebutuhan industri bahan pemanis yang berasal dari pati yang umum disebut sirup fruktosa atau High Fructose Syrup untuk meningkatkan devisa negara.

Sejalan dengan kebijaksanaan yang ditetapkan pemerintah untuk memperluas lapangan pekerjaan serta mengantisipasi laju pertumbuhan tenaga kerja produktif, sehingga dapat menekan jumlah pengangguran.

Dengan adanya pabrik High Fructose Syrup yang berjalan dengan proses yang baru dan lebih ekonomis dapat memberikan manfaat terutama terhadap usaha riset dan oenyempurnaan proses untuk melangsungkan alih tekonologi.

Manfaat yang diperoleh dari pendirian pabrik ini adalah untuk membantu pemerintah di sektor industri dalam hal :

- pemenuhan kebutuhan bahan pemanis berupa sirup fruktosa di dalam negeri
- meningkatkan devisa negara di sektor industry.
- memperluas volume produktifitas terutama bagi industri yang memerlukan sirup fruktosa sebagai bahan baku untuk mendapatkan produk-produknya

Di alam, fruktosa terutama terdapat dalam gula yang kita kenal sehari-hari (sukrosa), rafinosa dan berbagai senyawa polisakarida serupa pati. Karena kemanisannya yang sangat tinggi, bahan ini dapat digunakan untuk membuat formulasi pangan berkalori rendah, terutama untuk kepentingan diet (misalnya untuk penderita kencing manis), tanpa mengurangi rasa manis yang diinginkan. Fruktosa secara fisiologis sangat cepat bereaksi, sehingga menjadi suatu activator gula dalam metabolisme. Melalui system enzim dalam tubuh manusia, fruktosa dengan cepat dapat dikonversi menjadi energy tanpa melibatkan insulin [1].

Beberapa mikroba dapat menghasilkan enzim glukosa isomerase yang dapat mengisomerisasikan dekstrosa menjadi fruktosa, menirukan proses glikolisis dalam tubuh tumbuh-tumbuhan. Isomerisasi dilaksanakan di dalam kolom-kolom isomerisasi pada pH, suhu dan parameter-parameter lain yang optimum [2].

Bahan baku isomerisasi adalah hasil hidrolisis pati dengan kandungan dekstrosa tinggi, sedangkan hasil akhirnya adalah campuran antara fruktosa (42%), dekstrosa (55%) dan oligosakarida (maltosa dan ismaltosa). Untuk meningkatkan kandungan fruktosa pada sirup, dapat dilakukan separasi khromatografis dan recycle.

Tabel 2. Spesifikasi bahan baku (menir atau beras pecah)

Kandungan	Persentasi (%)
Karbohidrat	79,0
Air	12,0
Protein	7,0
Lemak	1,0
Abu	1,0

Source Book for Food Scientists

Tabel 3. Spesifikasi bahan pembantu

Proses hidrolisa	Enzym liquifikasi
	A-amylase jenis Termamil 120 L
	Suhu optimal 95 °C
	Lama operasi 1 jam
	pH operasi 6 – 6,5
	konsentrasi pati 30 – 35 % DS
	Enzym sakarifikasi
	Glukoamilase jenis AMG 150L
	Suhu optimal 60 °C
	pH operasi 4,5
Lama operasi 48 jam	
Proses isomerisasi	Enzym glukosa isomerase
	Jenis Sweetzyme type O
	Suhu optimal 60 °C
	pH operasi 8

Tabel 4. Spesifikasi hasil produksi

Komponen	Nama / kandungan
Produk	High Fructose Syrup
DE	96
Dekstrosa	53%
Fruktosa	42%
Oligosakarida	6%

2. Uraian Dan Pemilihan Proses

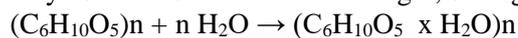
Proses pembuatan HFS dari menir (beras pecah) yang direncanakan dengan cara isomerisasi dapat dibagi menjadi tiga tahap yaitu pretreatment, hidrolisa dan isomerisasi.

Bahan yang digunakan adalah menir (beras pecah) yang merupakan beras yang pecah karena proses penggilingan yang kurang sempurna dan itu pasti terdapat pada setiap penggilingan gabah menjadi beras.

Menir didatangkan ke lokasi dengan truk kemudian dimasukkan ke gudang penyimpanan lalu dibawa ke unit penggilingan, setelah beberapa waktu kemudian dibawa ke unit pengayakan [3]. Menir yang telah dihaluskan tersebut dilakukan penimbangan dengan hopper sesuai dengan kebutuhan untuk selanjutnya menuju tangki pengenceran [4]. Sebelum diproses dilakukan penambahan air sampai kadar bahan keringnya $\pm 35\%$ agar menir yang telah dihaluskan tersebut menjadi bubur pati.

2.1. Hidrolisa dengan Katalis Asam :

Proses ini dilakukan di dalam tangki liquifikasi [5]. Larutan pati yang dipompa dari tangki pengencer dimasukkan pada suhu $95\text{ }^{\circ}\text{C}$ selama 30 menit. Hal ini dimaksudkan untuk membebaskan butiran-butiran pati yang masih terikat pada senyawa-senyawa lignosellulosa dari umbi sehingga menjadi molekul pati yang mudah terdispersi ke dalam larutan. Pemanasan dilakukan dengan injeksi steam sparger [6] yang dilewatkan pada bagian bawah tangki. Selama pemasakan butiran-butiran pati mengembang karena mengabsorpsi pecahan dan membentuk gel. Keadaan ini disebut gelatinisasi, pada saat inilah penyerangan enzim ke dalam molekul pati akan sempurna. Setelah itu enzim amylase dimasukkan ke dalam tangki, sehingga tangki mengalami liquifikasi (pengenceran) [7].

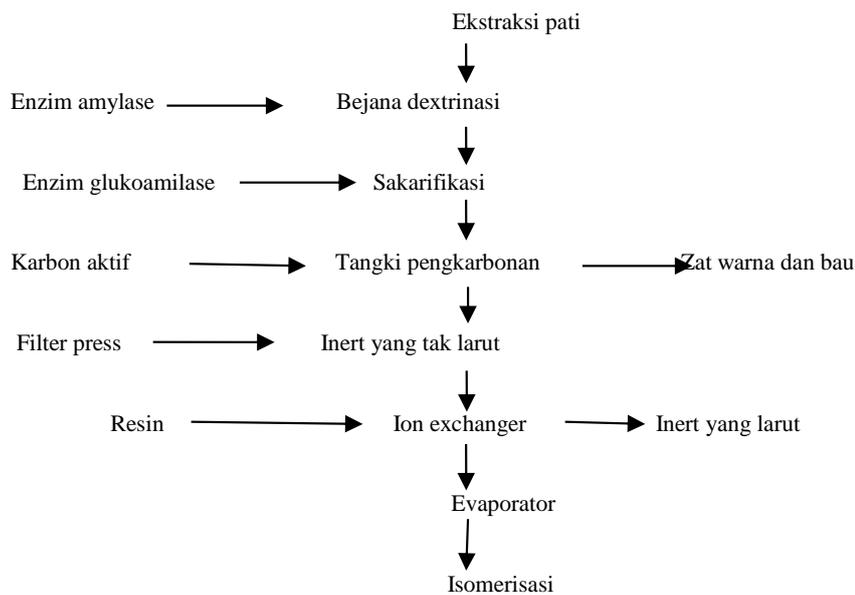


Hasil pemasakan dipompa ke bagian atas tangki sakarifikasi [8] untuk dihidrolisa lebih lanjut.

Hidrolisa dilakukan di dalam suatu tangki khusus dilengkapi dengan pipa saluran uap pemanas (life steam) [9] dan pipa saluran udara yang dihubungkan dengan kompresor [10] untuk mengatur tekanan udara di dalamnya. Hasil hidrolisa dikeluarkan lewat pipa pengeluaran di bagian bawah converter [11]. Konversi dilakukan pada kondisi pH 2,3, suhu $120 - 135\text{ }^{\circ}\text{C}$, tekanan 3 kg/cm^2 dan waktu menurut kebutuhan dimana biasanya 3 – 5 menit. Setelah konversi selesai, hasil hidrolisat ditampung dalam suatu tangki penahan (holding tank) [12] untuk member kesempatan reaksi hidrolisa berlangsung sempurna dan selanjutnya dikirim ke tangki perlakuan karbon [13]. Tangki untuk perlakuan karbon adalah sebuah tangki yang dilengkapi dengan pengaduk dan system pengatur panas (suhu optimum untuk perlakuan karbon sekitar $80 - 90\text{ }^{\circ}\text{C}$). Dosis karbon aktif pada umumnya berkisar 1,5 – 2 kg karbon aktif per ton bahan kering. Kemudian dilakukan penapisan menggunakan suatu alat pressure filter dilakukan pada suhu $80 - 90\text{ }^{\circ}\text{C}$. Filtrat hasil penapisan dialirkan ke dalam suatu bed yang berisi alat penukar kation dan anion [14] untuk menghilangkan sisa-sisa yang masih terkandung di dalam sirup, serta untuk menghilangkan warna lebih lanjut. Hasil perlakuan kation dan anion diupayakan sampai mencapai bahan kering sekitar $70 - 75\%$ [6].

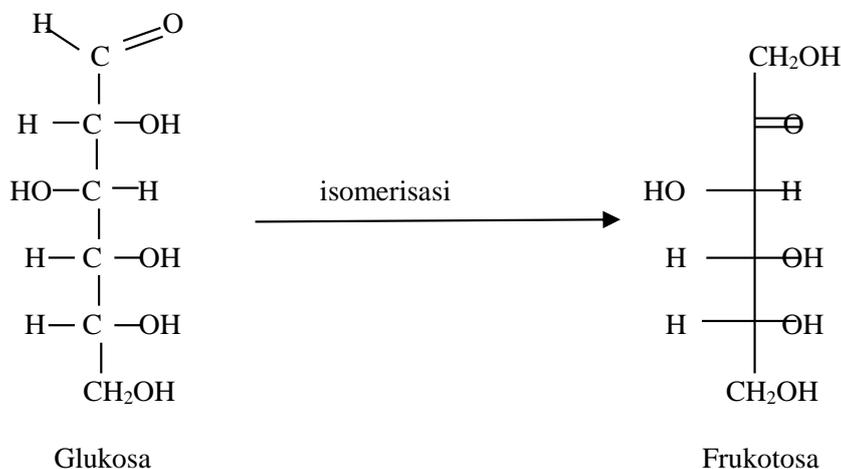
2.2. Hidrolisa dengan katalis enzim :

Larutan pati dari hasil penapisan dimasukkan dalam bejana dekstrinasi-sakarifer dan ditambah enzim. Penambahan dilakukan dalam dua tahap yaitu dengan enzim amylase dan enzim glukoamilase ditambahkan untuk mempercepat proses perubahan larutan pati menjadi larutan dextrin, kemudian larutan dextrin didinginkan sampai suhu 60 °C untuk proses sakarifikasi. Pada proses sakarifikasi ditambahkan enzim glukoamilase dan suhu dijaga 60 °C dengan pH 4,5. Dalam proses ini terjadi perubahan dextrin menjadi dextrose. Larutan dextrose kotor ditambah karbon aktif dalam tangki pengkarbonan, untuk menghilangkan bau dan warna. Untuk menghilangkan inert yang tak larut dilakukan dengan cara disaring dengan menggunakan pressure filter. Selanjutnya larutan dextrose tersebut dimasukkan ke dalam bed penukar kation dan anion untuk menghilangkan zat-zat inert yang terlarut dalam sirup. Hasil perlakuan kation dan anion diuapkan sampai mencapai kandungan dextrose sebesar 40% [8].



Gambar 1. Proses pengolahan hidrolisa enzim

Pada tahap akhir adalah isomerisasi dengan menggunakan enzim glucoisomerisasi yang dapat mengkonversi glucose menjadi fructose.



3. Hasil Dan Pembahasan

Dari uraian hidrolisa di atas maka pemakaian enzim menguntungkan daripada hidrolisa dengan katalis asam, dengan kelebihan-kelebihan berikut :

- Laju korosi dengan katalis asam lebih tinggi daripada dengan katalis enzim pada bejana hidrolisa, atau bejana harusnya terbuat dari bahan tahan korosi.
- Suhu operasi hidrolisa dengan katalis asam jauh lebih tinggi daripada dengan katalis asam akan memerlukan energi yang lebih besar dari peralatan yang lebih kompleks.
- Dengan enzim, hasil konversi pati menjadi dextrose lebih tinggi dan homogeny, sehingga lebih ekonomis.

Untuk mengkaji sampai seberapa jauh kelayakan pra rencana pabrik sirup fruktosa ini, maka perlu ditinjau dari beberapa segi antara lain ekonomi, proses, teknik dan manajemen. Beberapa indikasi ekonomis yang dapat dipakai untuk menilai sejauh mana kelayakan pra rencana pabrik ini adalah waktu pengembalian modal (Pay Out Time), laju pengembalian modal (Rate of Return) dan titik impas (Break Even Point). Sedangkan metode yang dipakai adalah "discounted cash flow", dengan pertimbangan cara ini lebih akurat serta mendekati kebenaran, karena setiap nilai modal diproyeksikan dalam nilai kini (Present Value), dengan selalu memperhatikan perubahan variable ekonomis.

Pembuatan sirup fruktosa dari menir yang dilakukan dalam pra rencana pabrik ini membutuhkan bahan baku yang mudah didapat, tidak memerlukan bahan pembantu yang terlalu banyak yang terlalu banyak, serta prosesnya cukup sederhana sehingga tidak memerlukan penanganan yang terlalu rumit, serta tidak mengandung polutan yang berbahaya bagi lingkungan. Oleh karena itu harga peralatan dan ongkos pemeliharaannya tidak terlalu tinggi, sehingga tidak diperlukan tenaga terampil yang dapat menangani peralatan sederhana. Adapun pada pengolahan limbah dilakukan bio-chemical treatment, misalnya dengan activated sludge untuk limbah dengan BOD yang tinggi.

Bentuk perusahaan yang digunakan dalam pra rencana pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (P.T.), sehingga diharapkan modal mudah diperoleh dengan menjual saham baik kepada masyarakat maupun perseorangan. Sedangkan untuk organisasinya garis dan staff, dimana cara penanganan maupun pengawasan dapat berjalan dengan sederhana tetapi efektif. Dari segi ketenagakerjaan, pabrik ini akan cukup banyak menyerap tenaga yang berpendidikan tidak terlalu tinggi, yang tentunya sejalan dengan kebijakan pemerintah dalam menciptakan serta memperluas kesempatan kerja.

4. Kesimpulan

Dari semua uraian di atas maka dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut :

- Perencanaan : semi kontinu, 24 jam per hari dengan 300 hari kerja per tahun
- Kapasitas produksi : 9475,76 ton sirup per tahun
- Bahan baku : 27000 ton menir per tahun
- Konsumsi utilitas : - Air 2308 m³/hari
- Steam 683 ton/hari
- Listrik 150 KVA
- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (P.T.)
- Struktur organisasi : Garis dan staff
- Jumlah tenaga kerja : 166 orang
- Lokasi pabrik : Driyorejo Gresik
- Analisa ekonomi
 - a. Pembiayaan (dalam milyar rupiah)
 - Modal tetap : 16,17
 - Modal kerja : 3,3
 - b. Penerimaan (dalam milyar rupiah)
 - Hasil penjualan : 23,69
 - c. Rentabilitas perusahaan
 - Investasi total pada akhir masa konstruksi Rp. 21,32 M
 - Laju pengembalian modal 17,83%

- Waktu pengembalian modal 4,41 tahun
- Titik impas 48,52%
- Masa konstruksi 2 tahun

Secara keseluruhan dari uraian di atas, baik dipandang dari segi teknis maupun ekonomis dapat dikatakan pra rencana pabrik High Fructose Syrup dari menir dapat dilanjutkan ke tahap perencanaan.

Referensi

- [1] Soebiyanto, P. T., 1986. High Fructose Syrup. Jakarta, Gramedia
- [2] Winarno, 1985. Enzym Pangan. Jakarta, Gramedia
- [3] Bhattacharya, B.C., 1976. Introduction to Chemical Equipment Design 1st edition. Madras
- [4] Brown, Grace, G., 1978. Unit Operation. Tokyo, John Willey & Sons Inc
- [5] Brownell, L.E., and Young, E. H., 1979. Process Equipment Design. New Delhi, Willey Eastern Lmt
- [6] Ludwig, E. E., 1964. Design for Chemical and Petrochemical Plants. Houston, Gulf Pub. Co
- [7] Foust, A. S., 1980. Principles of Unit Operation 2nd edition. New York, John Willey & Sons Inc
- [8] Hesse, H. C., Ruston, J. H., 1959. Process Equipment Design. New Jersey, Nostrand Inc
- [8] Hougen, D. A., Watson, K. M., Ragatta, R. A., 1959. Chemical Process Principles 2nd edition. New York, John Willey & Sons Inc
- [10] Kern, D. Q., 1950. Process Heat Transfer. Tokyo, Mc Graw Hill Kogakusha
- [11] Kirk, Othmer, D. F., 1959. Encyclopedia of Chemical Technology 2nd edition. New York, John Willey & Sons Inc
- [12] Cabe, M., Smith, J. C., 1985. Unit Operation of Chemical Engineeing 4th edition. Singapura, Mc Graw Hill
- [13] Perry, R. H., Chilton, C. H., 1973. Chemical Engineers Hand Book 5th edition. Singapura, Mc Graw Hill
- [14] Petter, M. S., Timmerhaus, R. D., 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineer. Singarpura, Mc Graw Hill