

**PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DARI
N-BUTIRALDEHID & HIDROGEN MENGGUNAKAN PROSES
OXO HIDROGENASI DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN
(Perancangan Distillation Column (DC-301))**

(Skripsi)

Oleh

M. PRADITIA ANSOR 1615041030



**JURUSAN TEKNIK KIMA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2023**

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DARI N-BUTYRALDEHID & HIDROGEN MENGGUNAKAN PROSES OXO HIGROGENASI DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

(Perancangan Distillation Colum (DC-301))

Oleh

M. PRADITIA ANSOR

Pabrik n-butanol berbahan baku n-butiraldehid dan hidrogen, akan didirikan di Desa Warnasari, Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan.

Pabrik direncanakan memproduksi n-butanol sebanyak 45.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah n-butiraldehid sebanyak 7559,6557 kg/jam dan hidrogen sebanyak 1797,5928 kg/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 196 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang direktur. Sistem manajemen perusahaan menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp. 1.577.893.029.627,-
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp. 278,451.711.111,-
<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	= Rp. 1.856.344.740.738,-
<i>Break Even Point</i> (BEP)	= 41 %
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 13 %
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) _a	= 3,1 tahun
<i>Return on Investment after Taxes</i> (ROI) _a	= 19 %
<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	= 24,81%

Mempertimbangkan paparan di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik n-butanol ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

ABSTRACT

PREDESIGN OF N-BUTANOL PLANT FROM N-BUTYRALDEHYDE AND HYDROGEN USING OXO HIDROGENASE METHOD WITH CAPACITY 45.000 TONS/YEAR

(Distillation Column Design (DC-301))

By

M. PRADITIA ANSOR

A plant to produce n-butanol from n- butyraldehyde and hydrogen, is planned to be located at Warnasari village, Citangkil Regency, Cilegon City, Banten. The plant is established by considering availability of raw materials, transportation facilities, readily available labor and environmental conditions.

Capacity of the plant is 45.000 tons/year operating 24 hour/day and 330 working days/ year. The plant required 7559,6557 kg/h of n-butyraldeyde; 1797,5928 kg/h of hydrogen.

Quantity of labor is around 196 people. The plant is managed as a Limited Liability Company (PT), which is headed by a Director. The company is organized in the form of line and staff structure.

From analysis of the plant economy is obtained:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp. 1,577,893,029,627,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp. 278,451,711,111,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp. 1,856,344,740,738,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 41 %
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 13 %
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 3.1 years
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 19 %
<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	= 24.81%

By considering above the summary, it is suitable study further the n-butanol plant since plant is profitable and has good prospects

**PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DARI N-
BUTIRALDEHID & HIDROGEN MENGGUNAKAN PROSES OXO
HIDROGENASI DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN
(Perancangan Distillation Column (DC-301))**

Oleh

M. PRADITIA ANSOR

(Skripsi)

Sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar

SARJANA TEKNIK

Pada

Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknik Universitas Lampung



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2023

Judul Skripsi : PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DARI
N-BUTIRALDEHID & HIDROGEN
MENGUNAKAN PROSES OXO HIDROGENASI
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN
(Perancangan *Distillation Column* (DC-301))

Nama Mahasiswa : M. Praditia Ansor

No. Pokok Mahasiswa : 1615041030

Jurusan : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik



MENYETUJUI

Komisi Pembimbing

Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T.
NIP. 197208252000032001

Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T.
NIP. 196611111994022001

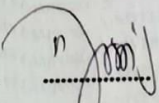
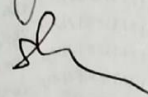
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 197407122000032001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

Ketua : **Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T.**


.....


Sekretaris : **Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T.**

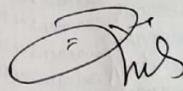
.....

Penguji

Bukan Pembimbing : **Dr. Sri Ismiyati Damayanti, S.T., M.Eng**



Dr. Herti Utami, S.T., M.T.


.....

2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



Dr. Eng. Helmy Fitriawan, S.T., M. Sc. ↓

NIP. 19750928 200112 1 002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **30 November 2022**

SURAT PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 23 Januari 2023



M. Praditia Ansor

NPM. 1615041030

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Bandarlampung, pada tanggal 25 April 1998, sebagai anak pertama dari tiga bersaudara, dari pasangan Bapak Sudarno dan Ibu Destini. Penulis menyelesaikan pendidikan Taman Kanak-Kanak di TK Tunas Karya pada Tahun 2004. Sekolah Dasar di SD Negeri 1 Tanjung Sari pada Tahun 2010, Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 3 Natar pada Tahun 2013 dan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 1 Natar pada Tahun 2016.

Pada Tahun 2016, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur masuk ujian tertulis SBMPTN Universitas Lampung 2016.

Pada Tahun 2019, penulis melakukan Kerja Praktek di PT Pupuk Sriwidjaja (Pusri) Unit Produksi Urea P-IB dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja Compressor (GB-101)”. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Dehidrasi Ethanol Menggunakan Zeolit Teraktivasi Irradiasi Lampu Sinar Ultraviolet (UV Light) Pada Kolom Fixed Bed”, dimana penelitian tersebut dipublikasikan pada Tahun 2022. Selama kuliah penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila pada periode 2016/2017 sebagai Staff Departemen Hubungan Luar FT Unila dan Staff Advokasi

dan Kesejahteraan Mahasiswa BEM U KBM Unila, pada periode 2017/2018 sebagai Staff Departemen Riset FT Unila dan Kepala Badan Semi Otonom (BSO BBQ) FT Unila, pada periode 2018/2019 sebagai Ketua Dewan Perwakilan Mahasiswa (DPM FT) Unila.

MOTTO

“MAN JADDA WA JADA”

“Siapa yang bersungguh-sungguh pasti akan berhasil”

“ALL is WELL”

Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan, Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan) tetaplah bekerja keras untuk urusan yang lain”

-(Qs. Al-Insyirah : 6-7)-

“Apa yang anda lakukan hari ini adalah cerminan anda dimasa yang akan datang”

Salam SUKSES

(Pradit, 2022)

Sebuah Karya

Kupersembahkan dengan sepenuh hati untuk :

Allah SWT, berkat Rahmat dan Ridho-Nya aku dapat menyelesaikan karyaku ini

Ayah dan Ibu sebagai pengganti atas pengorbanan yang sudah tak terhitung jumlahnya, terima kasih atas do'a, kasih sayang dan pengorbanannya selama ini

Adikku, terima kasih atas do'a, dan dukungannya selama ini

Sahabat-Sahabat Tercintaku, Terima kasih telah menjadi bagian hidupku selama ini. Apa yang kita alami demi teman kadang-kadang melelahkan dan menjengkelkan, tetapi itulah yang membuat persahabatan mempunyai nilai yang indah. Semoga suatu saat nanti kita bertemu kembali dengan kisah kesuksesan kita dan dapat saling tolong menolong di akhirat kelak

SANWACANA

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan banyak kenikmatan dan segalanya yang membuat penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik N-Butanol dari N-Butyraldehid & Hidrogen menggunakan Proses Oxo Hidrogenasi dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun” dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang Maha Esa dan Maha Pengasih serta yang Maha Pemberi Rezeki.
2. Ayah dan Ibuku tersayang, atas segala doa yang engkau panjatkan selama ini, kesabaran untuk menunggu selesainya kuliah, dan moril yang tak akan pernah bisa terbalaskan oleh penulis.
3. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan untuk kelancaran proses belajar selama di kampus.
4. Bapak Muhammad Hanif, S.T., M.T. dan/atau Prof. Dr. Joni Agustian, S.T., M.Sc., sebagai Dosen Pembimbing Akademik yang telah banyak memberikan sarannya selama berada di kampus.
5. Ibu Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T. M.T., sebagai Dosen Pembimbing 1, atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
6. Ibu Simparmin Br. Ginting S.T. M.T., sebagai Dosen Pembimbing 2 atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.

7. Ibu Dr. Sri Ismiyati Damayanti, S.T. M.Eng., sebagai Dosen Penguji 1, atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
8. Ibu Dr. Herti Utami., S.T. M.T., sebagai Dosen Penguji 2, atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
9. Seluruh Dosen dan Staf Teknik Kimia yang telah banyak memberikan ilmu yang sangat bermanfaat dan membantu kelancaran dalam pengerjaan.
10. Adekku Murnia Adhani dan Lathifah Nur Rahma, yang telah memberikan semangat, doa dan mendukung perjuanganku dalam penyelesaian tugas akhir ini.
11. Nurul Izzati Haniah, S.T., sebagai mentor, suhu dan konsultan tugas akhir yang banyak memberikan motivasi, menjadi teman diskusi, banyak membantu saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
12. Luthfiyana Indriati, sebagai partner tugas akhir, yang menjadi teman diskusi dalam penyelesaian tugas akhir ini.
13. Sobat *Crocodile Colonie* (Ahmad Zidane Sagareno, S.Ked., Kevin Joan, S.Ak., Fijar Satriatama, S.Pd., Edi Dwi Saputra, Maula Al Farisi, S.Ked., dan Naufal Rivo Aditya, S.Ked.) atas motivasi dan dukungannya kepada penulis sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir yang spesial ini dengan baik.
14. Teman-teman seperjuangan angkatan 2016, Terimakasih yang sebanyak-banyaknya untuk kalian semua yang telah memberikan kepercayaan lebih kepada saya dan membantu saya dalam segala hal. Kalianlah keluarga terbaik yang pernah saya punya di tempat perjuangan ini. Sukses untuk kita semua dan semoga kita dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik suatu saat nanti. Tak akan ada apa-apanya saya tanpa kehadiran kalian semua.
15. Adik-adik dan kakak-kakak tingkat di Jurusan Teknik Kimia, yang banyak memberikan warna-warni selama berada di kampus.
16. Semua pihak yang telah banyak membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Bandar Lampung, 23 Januari 2023

Penulis

M. Praditia Ansor

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
COVER DALAM	iii
LEMBAR PERSETUJUAN	iv
LEMBAR PENGESAHAN	v
SURAT PERNYATAAN	vi
RIWAYAT HIDUP	vii
MOTTO	ix
PERSEMBAHAN	x
SANWACANA	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR	xxiv
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Kegunaan Produk	2

1.3. Ketersediaan Bahan Baku	2
1.4. Analisis Pasar	3
1.5. Kapasitas Pabrik	6
1.6. Lokasi Pabrik.....	6
BAB II. DESKRIPSI PROSES	11
2.1. Jenis Proses Pembuatan n-Butanol	11
2.2. Tinjauan Proses	14
2.3. Perbandingan Proses	37
2.4. Pemilihan Proses	37
2.5. Kinetika Reaksi Proses Oxo Hidrogenasi	38
2.6. Uraian Proses	38
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN	41
3.1. Spesifikasi Bahan Baku	41
3.2. Bahan Penunjang	42
3.3. Spesifikasi Produk.....	42
BAB IV. NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	43
4.1. Neraca Massa Alat Proses	43
4.2. Neraca Energi Alat Proses	48
BAB V. SPESIFIKASI ALAT	54
5.1. Spesifikasi Peralatan Proses	54
5.2. Spesifikasi Peralatan Utilitas	70
BAB VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH	101

6.1. Unit Pendukung Proses	101
6.2. Unit Pengolahan Limbah.....	114
6.3. Laboratorium	115
6.4. Instrumentasi dan Pengendalian Proses	117
BAB VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	120
7.1. Lokasi Pabrik.....	120
7.2. Tata Letak Pabrik	123
7.3. Estimasi Area Pabrik	126
7.4. Tata Letak Peralatan Proses	127
BAB VIII. SISITEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI	
PERUSAHAAN	130
8.1. Bentuk Perusahaan	130
8.2. Struktur Organisasi Perusahaan	132
8.3. Tugas dan Wewenang	135
8.4. Status Karyawan dan Sistem Penggajian	140
8.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan	141
8.6. Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	143
8.7. Kesejahteraan Karyawan.....	148
BAB IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	150
9.1. Investasi.....	150
9.2. Evaluasi Ekonomi	155
9.3 Angsuran Pinjaman	158

9.4. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCFRR)	158
BAB X. KESIMPULAN DAN SARAN	161
10.1. Kesimpulan.....	161
10.2. Saran.....	161

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A. PERHITUNGAN NERACA MASSA

LAMPIRAN B. PERHITUNGAN NERACA ENERGI

LAMPIRAN C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

LAMPIRAN D. PERHITUNGAN UTILITAS

LAMPIRAN E PERHITUNGAN NERACA EKONOMI

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Produksi Butyraldehid di Cina dan USA	3
Tabel 1.2. Data Impor Bahan Kimia N-Butanol di Indonesia	3
Tabel 1.3 Total Kebutuhan Bahan Kimia N-butanol di negara Thailand	5
Tabel 1.4 Industri Manufaktur N-butanol di Indonesia	6
Tabel 1.5 Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik	9
Tabel 2.1 Entalphy Pembentukan Standar Proses Fermentasi	15
Tabel 2.2 Data kapasitas panas komponen Proses Fermentasi	16
Tabel 2.3 Entalphy Pembentukan Standar Proses Reppe	18
Tabel 2.4 Data kapasitas panas komponen Proses Reppe	19
Tabel 2.5 Entalphy Pembentukan Standar Proses Hidrogenasi	21
Tabel 2.6 Data kapasitas panas komponen Proses Hidrogenasi	21
Tabel 2.7 Energi bebas Gibbs pembentukan standar Proses Fermentasi	22
Tabel 2.8 Energi bebas Gibbs pembentukan standar Proses Reppe	25
Tabel 2.9 Energi bebas Gibbs pembentukan standar Proses Hidrogenasi	26
Tabel 2.10 Tinjauan Ekonomi Proses Fermentasi	28
Tabel 2.11 Tinjauan Ekonomi Proses Reppe	31
Tabel 2.12 Tinjauan Ekonomi Proses Oxo Hidrogenasi	35
Tabel 2.13. Perbandingan antar Proses	37
Tabel 2.14 Karakteristik Proses Oxo Hidrogenasi	38

Tabel 4.1 Total neraca massa RE-201	43
Tabel 4.2 Total neraca massa EV-201	43
Tabel 4.3 Total neraca massa RG-201	44
Tabel 4.4 Komposisi umpan masuk separator	44
Tabel 4.5 Komposisi neraca massa komponen fraksi vapor dan gas	44
Tabel 4.6 Komposisi neraca massa komponen fraksi vapor dan liquid	45
Tabel 4.7 Total neraca massa SP-301	45
Tabel 4.8 Total neraca massa purging	45
Tabel 4.9 Total neraca massa CO-301	46
Tabel 4.10 Total neraca massa MX-102	46
Tabel 4.11 Total neraca massa HE-301	47
Tabel 4.12 Total neraca massa DC-301	47
Tabel 4.13 Total neraca massa CD-301	47
Tabel 4.14 Total neraca massa RB-301	48
Tabel 4.15 Total neraca energi RE-201	48
Tabel 4.16 Total neraca energi CO-201	48
Tabel 4.17 Total neraca energi HE-201	49
Tabel 4.18 Total neraca energi RG-201	49
Tabel 4.19 Total neraca energi EV-201	49
Tabel 4.20 Total neraca energi SP-301	49
Tabel 4.21 Total neraca energi HE-301	50
Tabel 4.22 Total neraca energi DC-301	50
Tabel 4.23 Total neraca energi HE-302	50

Tabel 4.24 Total neraca energi HE-303	50
Tabel 4.25 Total neraca energi MX-101	51
Tabel 4.26 Total neraca energi VP-101	51
Tabel 4.27 Total neraca energi HE-101	51
Tabel 4.28 Total neraca energi CO-101	52
Tabel 4.29 Total neraca energi purging	52
Tabel 4.30 Total neraca energi CO-301	52
Tabel 4.31 Total neraca energi MX-102	53
Tabel 4.32 Total neraca energi HE-102	53
Tabel 5.1 Spesifikasi Tangki N-Butyraldehyde (ST-101)	54
Tabel 5.2 Spesifikasi Tangki N-Butanol (ST-301)	54
Tabel 5.3 Spesifikasi Vaporizer (VP-101)	55
Tabel 5.4 Spesifikasi Compressor (CO-101)	56
Tabel 5.5 Spesifikasi Compressor (CO-201)	56
Tabel 5.6 Spesifikasi Compressor (CO-301)	57
Tabel 5.7 Spesifikasi Heater (HE-101)	57
Tabel 5.8 Spesifikasi Heater (HE-102)	58
Tabel 5.9 Spesifikasi Reaktor (RE-201)	58
Tabel 5.10 Spesifikasi Cooler (HE-201)	59
Tabel 5.11 Spesifikasi Chiller (RG-201)	60
Tabel 5.12 Spesifikasi Separator (SP-301)	60
Tabel 5.13 Spesifikasi Heater (HE-301)	61
Tabel 5.14 Spesifikasi Distillation Column (DC-301)	62

Tabel 5.15 Spesifikasi Accumulator (AC-301)	62
Tabel 5.16 Spesifikasi Condenser (CD-301)	63
Tabel 5.17 Spesifikasi Reboiler (RB-301)	64
Tabel 5.18 Spesifikasi Cooler (HE-302)	64
Tabel 5.19 Spesifikasi Cooler (HE-303)	65
Tabel 5.20 Spesifikasi Pompa Proses (PU-101)	66
Tabel 5.21 Spesifikasi Pompa Proses (PU-102)	66
Tabel 5.22 Spesifikasi Pompa Proses (PU-103)	67
Tabel 5.23 Spesifikasi Pompa Proses (PU-104)	67
Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Proses (PU-105)	68
Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa Proses (PU-106)	68
Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa Proses (PU-107)	69
Tabel 5.27 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401)	70
Tabel 5.28 Spesifikasi Alum Solution Tank (ST-401)	70
Tabel 5.29 Spesifikasi Gudang Alum (SS-401)	71
Tabel 5.30 Spesifikasi NaOH Solution Tank (ST-402)	71
Tabel 5.31 Spesifikasi Gudang NaOH (SS-402)	72
Tabel 5.32 Spesifikasi Kaporit Solution Tank (ST-403)	72
Tabel 5.33 Spesifikasi Gudang Kaporit (SS-403)	73
Tabel 5.34 Spesifikasi Clarifier (CL-401)	73
Tabel 5.35 Spesifikasi Sand Filter (SF-401)	74
Tabel 5.36 Spesifikasi Filter Water Tank (FWT-401)	74
Tabel 5.37 Spesifikasi Tangki Air Domestik (DOWT-401)	75

Tabel 5.38 Spesifikasi Hydant Water Tank (HWT-401)	76
Tabel 5.39 Spesifikasi Hot Basin (HB-401)	76
Tabel 5.40 Spesifikasi Cooling Tower (CT-401)	77
Tabel 5.41 Spesifikasi Cold Basin (CB-401)	77
Tabel 5.42 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST-404)	78
Tabel 5.43 Spesifikasi Tangki Dispersant (ST-405)	78
Tabel 5.44 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-406)	79
Tabel 5.45 Spesifikasi Cation Exchanger (CE-401)	79
Tabel 5.46 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-401)	80
Tabel 5.47 Spesifikasi Tangki Air Demin (DWT-401)	80
Tabel 5.48 Spesifikasi Pompa (PU-401)	81
Tabel 5.49 Spesifikasi Pompa (PU-402)	82
Tabel 5.50 Spesifikasi Pompa (PU-403)	82
Tabel 5.51 Spesifikasi Pompa (PU-404)	83
Tabel 5.52 Spesifikasi Pompa (PU-405)	83
Tabel 5.53 Spesifikasi Pompa (PU-406)	84
Tabel 5.54 Spesifikasi Pompa (PU-407)	84
Tabel 5.55 Spesifikasi Pompa (PU-408)	85
Tabel 5.56 Spesifikasi Pompa (PU-409)	85
Tabel 5.57 Spesifikasi Pompa (PU-410)	86
Tabel 5.58 Spesifikasi Pompa (PU-411)	86
Tabel 5.59 Spesifikasi Pompa (PU-412)	87
Tabel 5.60 Spesifikasi Pompa (PU-413)	87

Tabel 5.61 Spesifikasi Pompa (PU-414)	88
Tabel 5.62 Spesifikasi Pompa (PU-415)	88
Tabel 5.63 Spesifikasi Pompa (PU-416)	89
Tabel 5.64 Spesifikasi Pompa (PU-417)	89
Tabel 5.65 Spesifikasi Pompa (PU-418)	90
Tabel 5.66 Spesifikasi Deaerator (DA-501)	90
Tabel 5.67 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-406)	91
Tabel 5.68 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-501)	91
Tabel 5.69 Spesifikasi Boiler (BO-501)	92
Tabel 5.70 Spesifikasi Tangki BBM (ST-502)	92
Tabel 5.71 Spesifikasi Tangki Air Kondensat (ST-503)	93
Tabel 5.72 Spesifikasi Pompa (PU-501)	94
Tabel 5.73 Spesifikasi Pompa (PU-502)	94
Tabel 5.74 Spesifikasi Pompa (PU-503)	95
Tabel 5.75 Spesifikasi Cyclone (CN-601)	95
Tabel 5.76 Spesifikasi Air Dryer (AD-601)	96
Tabel 5.77 Spesifikasi Compressor (CO-601)	96
Tabel 5.78 Spesifikasi Blower (BL-601)	96
Tabel 5.79 Spesifikasi Blower (BL-602)	97
Tabel 5.80 Spesifikasi Blower (BL-603)	97
Tabel 5.81 Spesifikasi Tangki Solar (ST-701)	97
Tabel 5.82 Spesifikasi Generator (GS-701)	98
Tabel 5.83 Spesifikasi Evaporator (HE-801)	98

Tabel 5.84 Spesifikasi Compressor (CO-801)	99
Tabel 5.85 Spesifikasi Condensor (HE-802)	100
Tabel 6.1 Kebutuhan air untuk <i>general uses</i>	102
Tabel 6.2 Kebutuhan air untuk pembangkit <i>steam</i>	102
Tabel 6.3 Kebutuhan air pendingin	105
Tabel 6.4 Tingkatan kebutuhan informasi dan sistem pengendalian	118
Tabel 7.1 Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik	120
Tabel 7.2 Rincian luas area pabrik	126
Tabel 8.1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	143
Tabel 8.2 Perincian Tingkat Pendidikan	143
Tabel 8.3 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses	145
Tabel 8.4 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	146
Tabel 8.5 Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	146
Tabel 9.1 Fixed Capital Investment	150
Tabel 9.2 Direct Manufacturing Cost	152
Tabel 9.3 Fixed Charges	152
Tabel 9.4 Manufacturing Cost	153
Tabel 9.5 <i>General Expenses</i>	153
Tabel 9.6. Biaya Administratif	153
Tabel 9.7 <i>Minimum acceptable percent return on investment</i>	156
Tabel 9.8 <i>Acceptable payout time</i> untuk tingkat resiko pabrik	157
Tabel 9.9 Hasil uji kelayakan ekonomi	160

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Bahan Kimia N-butanol	4
Gambar 1.2 Grafik Data Impor Bahan Kimia N-butanol di Thailand.....	5
Gambar 2.1 Fermentasi Pembuatan n-Butanol	12
Gambar 2.2. Proses Reppe Pembutan n-Butanol	13
Gambar 6.1 Diagram <i>Cooling Water System</i>	107
Gambar 7.1 Tata Letak Pabrik	125
Gambar 7.2 Tampak Atas Tata Letak Alat Proses	128
Gambar 7.3 Lokasi Pabrik	128
Gambar 7.4 Peta Wilayah Provinsi Banten	129
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan	134
Gambar 9.1 Grafik Analisis Ekonomi	158
Gambar 9.2 Kurva <i>Cumulative Cash Flow</i>	159

I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dewasa ini perkembangan dunia industri mengalami peningkatan sangat pesat, hal ini ditunjukkan oleh adanya revolusi 4.0 yang dicetuskan oleh beberapa negara yang sudah maju dalam hal bidang industri. Hal ini menyebabkan beberapa negara dunia mulai bergerak dalam hal kemajuan industrinya, salah satu negaranya adalah Indonesia.

Indonesia adalah negara yang saat ini menempati posisi ke-4 di dunia dengan penduduk terbanyak di dunia, potensi banyaknya penduduk adalah salah satu modal sebagai sumberdaya yang dapat digunakan untuk membangun kemajuan industri di Indonesia selain teknologi pemrosesan.

Keadaan industri Indonesia lambat laun mulai bergerak untuk mengembangkan kebutuhan dalam negerinya. Sudah banyak perusahaan industri yang telah berdiri dan memproduksi bahan-bahan kimia, pangan, energi dsb. Namun disisi lain kebutuhan impor Indonesia masih dalam kategori cukup tinggi dalam hal ini produksi bahan kimia n-butanol. Menurut data badan pusat statistik impor bahan kimia tersebut dari tahun 2015-2019 sebesar 135.655 ton (BPS,2020). Hal ini tidak dapat dipenuhi oleh perusahaan industri di Indonesia karena pabrik yang memproduksi n-butanol hanya PT. Petro Oxo Nusantara (PON) dengan kapasitas 500 ton/tahun. Oleh karena itu hal ini menjadi sebuah peluang untuk mendirikan pabrik industri dalam pembuatan n-butanol yang tujuannya untuk mengurangi kebutuhan impor dan dapat juga di ekspor untuk menambah devisa negara.

Bahan kimia n-butanol sendiri merupakan salah satu bahan yang banyak digunakan dalam bidang industri, salah satu kegunaanya adalah sebagai pelarut yang diperlukan oleh pabrik cat dan lateks. Untuk menjamin keberlangsungan pabrik, tentunya ketersediaan bahan baku dan jarak dengan lokasi pabrik yang akan

didirikan merupakan salah satu hal yang penting untuk dipertimbangkan. Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan n-butanol adalah n-butiraldehid dan hidrogen. Bahan baku butiraldehid di impor dari China karena pabrik yang memproduksi butiraldehid di Indonesia belum ada, sedangkan bahan baku hidrogen didapatkan dari perusahaan dalam negeri.

1.2 Kegunaan Produk

Berikut merupakan kegunaan dari n-butanol :

1. Sebagai bahan baku pembuatan n-butyl acrylate, methacrylate, butyl glycol ethers, n-butyl ether dan butyl acetat.
2. Turunan n-butanol (butanol) dalam jumlah besar adalah n-butyl acrylate dan methacrylate secara prinsip digunakan dalam emulsi polimer pada cat lateks, dalam aplikasi tekstil dan dalam modifikasi bentuk pada polyvinyl chloride.
3. Turunan n-butanol lainnya adalah butyl glycol ethers yang digunakan pada aplikasi penerapan untuk pelarut.
4. Butyl acetat merupakan turunan dari n-butanol yang digunakan juga sebagai pelarut dalam cat yang cepat mengering dan pelapis. Serta digunakan dalam perawatan kulit, parfum, pelapis kayu, pelapis pemeliharaan dan pelapis untuk wadah dan penutup.
5. N-butanol digunakan sebagai pelarut (Kirk-othmer, 2007).
6. Sebagai bahan baku pembuatan n-butyl 4-aminobenzoat (butamben) dengan direaksikan terhadap 4-nitrobenzoyl chloride dengan metode reaksi esterifikasi (Ullman's, 2005).

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan hal yang penting untuk keberlangsungan produksi pada sebuah pabrik. Dalam hal ini kebutuhan bahan baku pembuatan n-butanol untuk n-butiraldehid di impor dari China karena pabrik yang memproduksi n-butiraldehid belum ada di Indonesia, sedangkan bahan baku hidrogen di peroleh dari pabrik PT. Air Liquids dengan kapasitas 218.176 ton/tahun yang berlokasi di Cilegon, Banten serta bahan baku katalis diperoleh dari Liaoning, China.

Berikut merupakan data produsen pabrik butiraldehid yang telah beroperasi di negara China dan USA.

Tabel 1.1 Pabrik produksi/*supplier* n-butiraldehid di China dan Amerika Serikat

Produser	Kapasitas (ton/tahun)
BASF, Freeport, Texas	230.000
Hefei TNJ Chemical Industry Co., Ltd.	200.000
Dow, Taft, LA	300.000
Sanghai Jianbei Organic Chemical Co., Ltd.	150.000
Eastman, Longview, Texas	145.000

Sumber : Chemblink.com

1.4 Analisis Pasar

Analisis pasar merupakan salah satu bentuk untuk mengetahui seberapa besar permintaan kebutuhan suatu produk. Hal ini dapat diketahui dengan menganalisis beberapa data sebagai berikut :

A. Data Impor

Kebutuhan n-butanol di Indonesia cukup besar, namun pabrik yang ada di Indonesia belum cukup memenuhi kebutuhan tersebut. Sehingga kebutuhan yang tidak tercukupi dipenuhi oleh impor dari beberapa negara di dunia. Berikut merupakan kebutuhan impor n-butanol dari tahun 2015-2019.

Tabel 1.2 Data Impor Bahan Kimia N-butanol di Indonesia

Years	Amount (Ton)
2015	25.232
2016	26.320
2017	27.364
2018	27.842
2019	28.897

Sumber : BPS, 2020

Kemudian data impor tersebut di presentasikan dalam bentuk tabel untuk mendapatkan persamaan regresi yang akan digunakan sebagai rumusan untuk mengetahui kebutuhan bahan kimia n-butanol dimasa yang akan datang.



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Bahan Kimia N-butanol

Berdasarkan data yang ditunjukkan pada gambar 1.1 didapatkan persamaan garis menggunakan persamaan regresi linear. Berikut merupakan prediksi kebutuhan bahan kimia n-butanol pada tahun 2030 :

$$Y = 885,1098x - 1.758.135,2214$$

$$Y = 885,1098 * (2030) - 1.758.135,2214$$

$$Y = 38.638 \text{ ton/tahun}$$

B. Data Kebutuhan di Negara Thailand

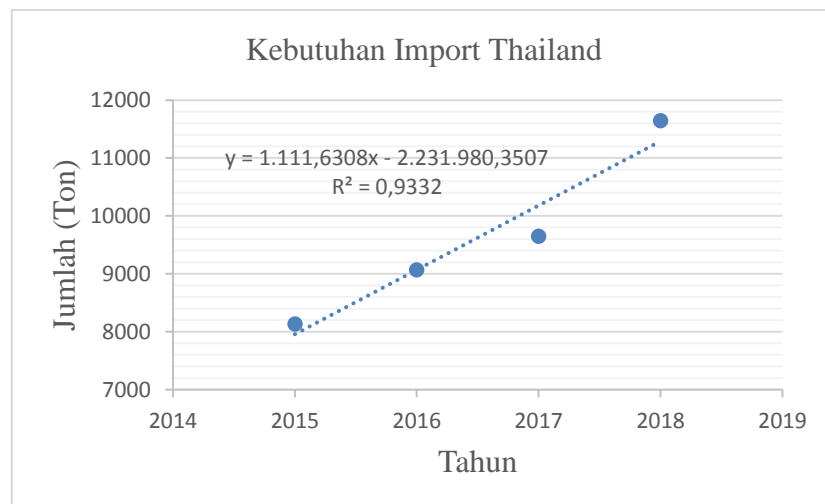
Data kebutuhan import di negara Thailand dibutuhkan untuk penjualan keluar negeri, apabila nantinya saat pabrik n-butanol telah beroperasi. Selain menambah pemasukkan untuk pabrik, nilai ekspor n-butanol dapat menambah devisa negara. Berikut merupakan kebutuhan impor n-butanol dari tahun 2015-2018 di negara Thailand.

Tabel 1.3 Total Kebutuhan Bahan Kimia N-butanol di negara Thailand

Years	Amount (Ton)
2015	8.133
2016	9.068
2017	9.646
2018	11646

Sumber : Undata, 2021

Berdasarkan data yang ditunjukkan pada gambar 1.2 didapatkan persamaan regresi. Berikut merupakan prediksi kebutuhan impor bahan kimia n-butanol pada tahun 2030 di Thailand :

**Gambar 1.2** Grafik Data Impor Bahan Kimia N-butanol di Thailand

Prediksi kebutuhan bahan kimia n-butanol di negara Thailand pada tahun 2030 adalah sebagai berikut :

$$Y = 1.111,6308x - 2.231.980,3507$$

$$Y = 1.111,6308 * (2030) - 2.231.980,3507$$

$$Y = 24.630 \text{ ton/tahun}$$

C. Data Produksi Dalam Negeri

Pabrik n-butanol yang telah di produksi di Indonesia adalah PT. Petro Oxo Nusantara, berikut merupakan data kapasitas produksi yang dihasilkan :

Tabel 1.4 Industri Manufaktur N-butanol di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT. Petro Oxo Nusantara (PT.PON)	Gresik, Jawa Timur	500

Sumber : <https://pon.co.id/Our%20Products/Normal%20Butanol>

1.5 Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi suatu pabrik dapat diartikan sebagai jumlah output yang dapat diproduksi dalam satuan waktu tertentu. Pabrik berusaha mendapatkan kapasitas yang optimum dimana jumlah dan jenis produk yang dihasilkan dapat menghasilkan laba maksimum dengan biaya minimum.

Adapun persamaan kapasitas produksi ditentukan berdasarkan analisis pasar yang membutuhkan produk n-butanol sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Analisis pasar} &= (\text{Kebutuhan dalam negeri} + \text{Kebutuhan untuk ekspor}) - \text{produksi} \\
 &\quad \text{dalam negeri} \\
 &= (38.638 + 24.630) - 500 \text{ ton/tahun} \\
 &= 62.768 \text{ ton/tahun.}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil analisis pasar diatas didapatkan kapasitas produksi untuk tahun 2030 diperkirakan sebesar 62.768 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan diatas mengingat sangat berpotensi untuk melakukan ekspor ke Negara Thailand dan berbagai persaingan yang akan tumbuh seiring berjalannya tahun hingga 2030, maka jumlah kapasitas produksi n-butanol yang akan diproduksi adalah sebesar 45.000 ton/tahun atau $\pm 72\%$ dari analisis pasar.

1.6 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat penting untuk diperhatikan dalam perencanaan pendirian suatu pabrik, karena hal ini dapat mempengaruhi nilai keekonomisan dalam biaya produksi nantinya. Berikut merupakan kriteria yang perlu diperhatikan sebagai pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik :

A. Ketersediaan Bahan Baku

Pemilihan lokasi pembelian bahan baku dapat mempengaruhi biaya produksi yang akan dikeluarkan, sehingga semakin dekat sumber bahan baku maka akan semakin meminimalkan dan memudahkan dalam proses produksi nantinya. Adapun bahan baku yang digunakan dalam pendirian pabrik ini adalah n-butiraldehid dan hidrogen. Sumber bahan baku n-butiraldehid diperoleh dari China Hefei TNJ Chemical Industry Co., Ltd. dengan cara di Impor, sedangkan sumber bahan baku hidrogen diperoleh dari PT. Air Liquide dan PT. Air Product.

B. Pemasaran

Dalam aspek pemasaran konsumen yang membutuhkan produk haruslah jelas, dalam hal ini sasaran penjualan n-butanol adalah dalam negeri (domestik) dan ekspor. Menurut Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 1999 tentang Larangan Praktek Monopoli dan Persaingan Usaha Tidak Sehat BAB III perjanjian yang di larang bagian pertama Oligopoli pada pasal 4 Ayat (1 dan 2) disebutkan bahwa satu pelaku usaha atau satu kelompok pelaku usaha dilarang menguasai lebih dari 75% pangsa pasar (kebutuhan dalam negeri) satu jenis barang atau jasa tertentu. Sehingga dalam hal ini pemasaran n-butanol untuk dalam negeri adalah 28.979 ton/tahun (75% kebutuhan dalam negeri) dengan sasaran pasar yang membutuhkan n-butanol adalah pabrik cat, butil asetat, butil akrilat, tekstil dll. Sedangkan untuk di ekspor sebesar 16.021 ton/tahun (sisa dari kapasitas pabrik), adapun negara di Asia yang menjadi tujuan ekspor adalah Thailand.

C. Transportasi, Telekomunikasi dan Utilitas

Fasilitas transportasi pada kawasan yang dipilih sebagai tempat pendirian pabrik memiliki pengaruh yang cukup besar pada perekonomian pabrik, diantaranya adalah berpengaruh terhadap pengiriman bahan baku, serta pendistribusian produk. Karena sebagai daerah kawasan industri yang telah direncanakan dengan baik untuk industri dengan skala besar, tentunya

berbagai kebutuhan sudah memadai dalam hal ketersediannya mulai dari air, listrik dan sarana lainnya. Serta akan dengan mudah dijangkau oleh kendaraan-kendaraan besar yang akan digunakan untuk membawa bahan baku atau produk yang akan dihasilkan.

D. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan diantaranya adalah para ahli dalam bidangnya masing-masing yang dapat direkrut secara terbuka. Serta tenaga kerja non-ahli yang dapat direkrut dari penduduk sekitar pabrik sehingga dapat membantu perekonomian masyarakat sekitar.

E. Kondisi Tanah dan Daerah

Harga tanah merupakan suatu hal yang harus diperhatikan karena akan mempengaruhi biaya investasi saat akan mendirikan pabrik. Lokasi pabrik yang terdapat dalam daerah kawasan industri umumnya memiliki tanah yang cukup luas, serta merupakan tipikal kontur tanah datar sehingga menguntungkan untuk pendirian sebuah pabrik.

F. Kebijakan Pemerintah

Daerah yang menjadi kawasan daerah industri umumnya telah mempunyai ketentuan dan peraturan tersendiri dalam hal pendirian pabrik nantinya. Oleh karena itu pemerintah sebagai fasilitator kebijakan telah memberikan kemudahan dalam urusan perizinan pendirian, pajak, dan hal lain yang berhubungan dalam urusan pendirian pabrik.

Adapun beberapa daerah yang dapat menjadi pertimbangan mengenai pemilihan lokasi pabrik, berdasarkan kriteria diatas ditampilkan pada tabel berikut ini:

Tabel 1.5 Perbandingan Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik

No.	Kriteria	Daerah		
		Cilegon	Karawang	Tangerang
1.	Harga Tanah /m ²	Rp. 2.100.000	Rp. 2.590.000	Rp. 2.560.000
2.	Sumber Air	Waduk Nadra (3,4 juta m ³)	Sungai Citarum (78,74 m ³ /s)	Sungai Cisadane (70 m ³ /s)
3.	Bahan Baku (Butyraldehyde dan Hidrogen)	Hefei TNJ Chemical Industry Co., Ltd (China) dan jarak dengan PT. Air Liquide (Cilegon) 3 km	Hefei TNJ Chemical Industry Co., Ltd (China) dan PT. Air Product (Cikarang) 23 km	Hefei TNJ Chemical Industry Co., Ltd (China) dan PT. Air Product (Cikarang) 77 km
4.	Pemasaran	Pabrik Cat, Tekstil, Butyl Asetat, Pabrik Butil Akrilat	Pabrik Cat, Tekstil	Pabrik Cat, Tekstil
5.	Transportasi	Pelabuhan (Ciwandan Port) dan Jalan Darat	Pelabuhan (Priok) dan Jalan Darat	Pelabuhan (Priok) dan Jalan Darat
6.	UMR	Rp. 4.309.772	Rp. 4.790.000	Rp. 4.262.015
7.	Sumber Listrik	PLTU Suralaya 3.400 MW	PLTGU Karawang 1.760 MW	PLTA Jatiluhur 175 MW
8.	Kebijakan pemerintah dan kondisi alam	Kawasan industri dan beresiko tsunami dan gempa bumi	Kawasan industri dan beresiko banjir	Kawasan industri dan beresiko puting beliung, tsunami dan air rob

Berdasarkan pertimbangan kriteria dalam pendirian pabrik diatas, lokasi yang dipilih lebih untuk menjadi tempat pendirian adalah di daerah Cilegon, Banten dengan alasan sebagai berikut :

1. Harga tanah yang lebih murah, karena lebih ramah terhadap biaya investasi nantinya.
2. Memiliki sumber air yang melimpah untuk memenuhi kebutuhan pabrik

3. Lokasi sumber bahan baku yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik dengan kapasitas 218.176 ton/tahun.
4. Letak target pemasaran yang dekat dengan pabrik dan lebih banyak.
5. Fasilitas transportasi yang memadai dengan adanya pelabuhan internasional yang dapat membantu kegiatan ekspor impor nantinya.

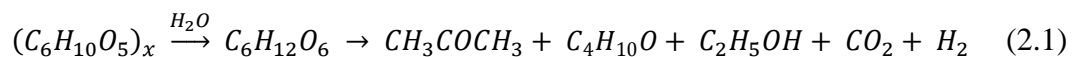
II. PEMILIHAN PROSES

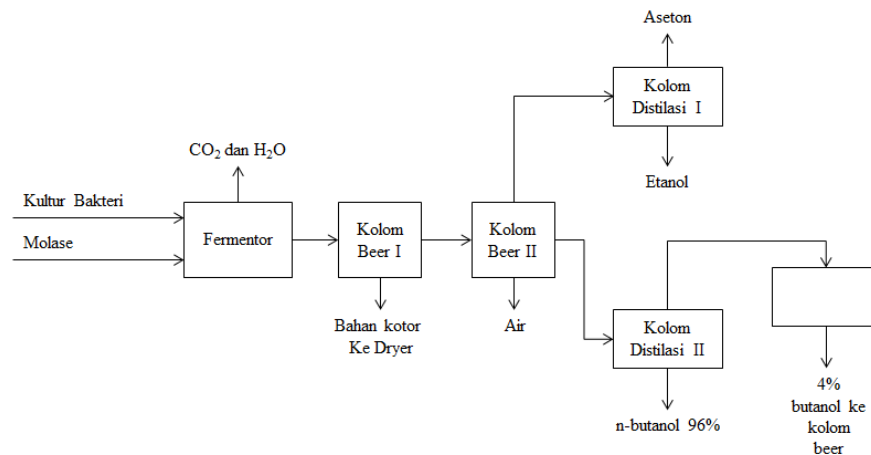
Teknologi proses dalam pabrik kimia membutuhkan berbagai peralatan sistem proses dan penemuan terbaru berdasarkan riset yang terdapat pada sistem produksi. Secara umum, sistem proses utama dari sebuah pabrik kimia yaitu sistem reaksi serta sistem pemisahan dan pemurnian. Dalam sistem reaksi terjadi proses perubahan bahan baku menjadi produk dengan reaktor sebagai sistem pemroses. Sedangkan sistem pemisahan dan pemurnian bertujuan agar hasil dari sistem pereaksi sesuai dengan spesifikasi dan permintaan pasar sehingga layak dijual. Berikut ini merupakan tahap pemilihan proses yang akan digunakan.

2.1. Jenis Proses Pembuatan n-Butanol

2.1.1. Proses Fermentasi

Proses Fermentasi mulai dikembangkan pada awal tahun 1930 dan masih diterapkan oleh Commercial Solvents Corporation serta Publicker Industries. Bahan baku yang digunakan untuk menghasilkan n-butanol pada proses fermentasi adalah molase. Molase merupakan produk samping dari industri gula yang diperoleh setelah sakarosa dikristalisasi dan disentrifusi dari sari gula tebu. Dalam prosesnya, fermentasi molase membutuhkan kultur bakteri sehingga dapat mengubah glukosa menjadi n-butanol dan gas CO_2 yang beroperasi pada kondisi anaerob. Reaksi fermentasi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:





Gambar 2.1. Fermentasi Pembuatan n-Butanol

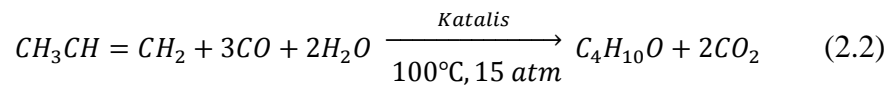
Alkohol yang dihasilkan melalui proses fermentasi merupakan alkohol berkadar rendah yang disebut beer. Terdapat 2 buah kolom beer yang berfungsi untuk menaikkan konsentrasi alkohol yang telah diperoleh. Hasil atas pada kolom beer kedua dibawa ke kolom distilasi pertama untuk memisahkan aseton dan etanol. Sementara hasil bawah pada kolom beer kedua akan dibawa ke kolom distilasi kedua untuk memperoleh n-Butanol dengan kemurnian 96%. Dengan yield yang dihasilkan adalah 25-26%. (Jain S. dkk, 2014)

Selain n-butanol, pada proses fermentasi juga menghasilkan aseton dan etanol. Setiap 1 galon (3,7856 liter) molase mengandung 2,7216 kg (6 lb) gula yang akan menghasilkan 0,6577 kg (1,45 lb) n-butanol, 0,1844 kg (0,4 lb) aseton, 0,032 kg (0,07 lb) campuran etanol, CO_2 dan H_2 . Proses ini membutuhkan bakteri khusus serta penanganan yang khusus pula sehingga untuk pengembangan saat ini secara komersial kurang memadai. (Gelorawan, 2012).

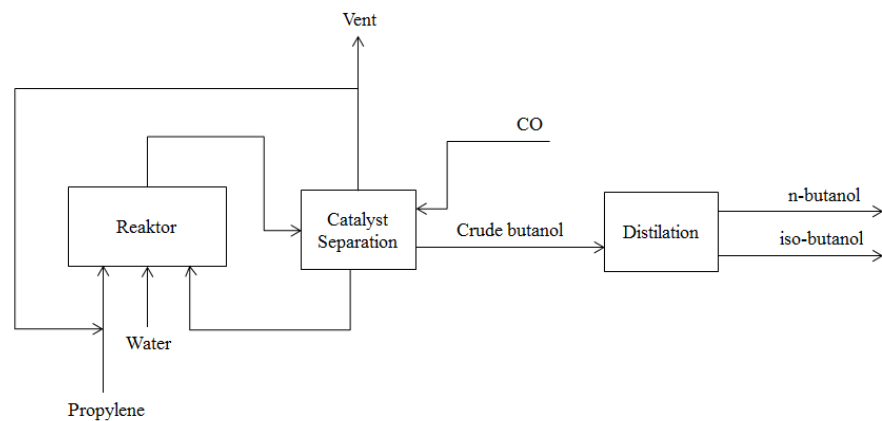
2.1.2. Proses Reppe

Proses Reppe merupakan sintesa alkohol dari olefin, karbon monoksida dan air. Pengembangan proses reppe berawal dari Badische Aniline-und Soda Fabrik A.G. di Jerman, kemudian dikembangkan secara komersial di Jepang

sejak tahun 1965 oleh Japan Butanol menggunakan teknologi BASF. Reaksi pembuatan butanol pada proses reppe, yaitu:



Katalis yang digunakan pada proses ini adalah iron hydrocarbonil dari iron pentacarbonyl, N-alkylpyrrolidine dan air. Yield butanol yang dihasilkan kurang dari 90%.(Sriyani, 2013)



Gambar 2.2. Proses Reppe Pembuatan n-Butanol

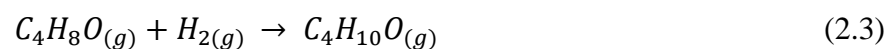
2.1.3. Proses Oxo Hidrogenase

Saat ini proses Oxo Hidrogenasi merupakan proses yang paling banyak diterapkan dalam pembuatan butanol pada skala komersial dan terbaru diantara proses lainnya (Reppe dan Fermentasi). Proses ini ditemukan oleh Otto Roelan pada tahun 1933 ketika mempelajari efek eyilen dengan reaksi Fischer Tropsch. Kondisi prosesnya sebagai berikut:

- a. Reaksi pembentukan *n-butanol* dari *n-butyraldehyde*

N-butyraldehyde gas direaksikan dengan gas hidrogen menggunakan katalis Cu/ZnO pada kondisi operasi 251°C dan tekanan 5 atm.

Persamaan reaksi:



Konversi yang terjadi pada proses ini mencapai 97%. (Ketta, 1983)

Dalam hal ini, hanya reaksi pembentukan *n-butanol* dari *n-butyraldehyde* pada proses Oxo hidrogenasi saja yang akan ditinjau, dikarenakan teknologi yang terbaru dan berbeda bahan baku proses dengan proses Reppe dan fermentasi

2.2. Tinjauan Proses

2.2.1. Tinjauan Termodinamika

Untuk mengetahui kondisi operasi dalam proses produksi *n-butanol* perlu mempertimbangkan beberapa faktor, salah satunya adalah faktor kelayakan proses secara teknis. Faktor ini mempertimbangkan beberapa hal seperti tekanan operasi, suhu operasi, panas pembentukan standar (ΔH°) dan energi bebas gibbs reaksi standar (ΔG°). Tekanan dan suhu operasi yang digunakan dapat mempengaruhi besarnya konversi produk yang dihasilkan.

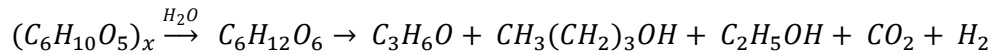
Besarnya panas reaksi yang dihasilkan atau dibutuhkan untuk berlangsungnya suatu reaksi kimia dapat dilihat berdasarkan panas pembentukan standar (ΔH°_f). ΔH yang bernilai (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas pada berlangsungnya reaksi, reaksi *endoterm*. Sedangkan ΔH yang bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama berlangsungnya reaksi, reaksi *eksoterm*.

Energi gibbs reaksi standar (ΔG°_f) menunjukkan sedikit atau banyaknya reaktan yang berubah menjadi produk. ΔG° bernilai (+) menunjukkan bahwa sedikit reaktan yang berubah menjadi produk. Sedangkan ΔG° bernilai (-) menunjukkan bahwa banyak reaktan yang berubah menjadi produk. Oleh sebab itu, semakin kecil atau negatif ΔG° maka reaksi tersebut akan semakin baik karena banyak reaktan yang berubah menjadi produk sehingga lebih ekonomis. (Smith, 2005).

A. Tinjauan Berdasarkan Perubahan Enthalpi Standar dan Enthalpi Reaksi

1). Proses Fermentasi

Reaksi yang terjadi :



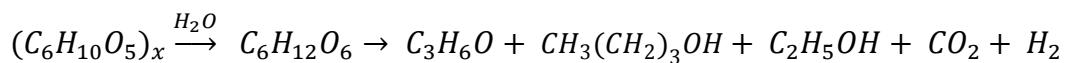
Nilai ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2.1 Entalphy Pembentukan Standar Proses Fermentasi

Komponen	Rumus Kimia	ΔH_f° kJ/mol
Diethyl Pyrocarbonate	$C_6H_{10}O_5$	-788,99
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$	-1268
Acetone	C_3H_6O	-217,57
N-Butyl Alcohol	$C_4H_{10}O$	-274,43
Etanol	C_2H_5OH	-234,81
Carbon Dioxide	CO_2	-393,51
Hidrogen	H_2	0

(Sumber : Yaws, 1999)

Dengan menggunakan data pada tabel 2.1, enthalphy reaksi pembentukan standar (ΔH°) n-butanol standar ialah sebagai berikut :



$$\Delta H^\circ = \sum_i v_i \cdot \Delta H_f^\circ \quad (\text{Himmelblau \& Riggs, 2012})$$

$$\Delta H^\circ = \sum_i v_i \cdot \Delta H_f^\circ (\text{produk}) - \sum_i v_i \cdot \Delta H_f^\circ (\text{reaktan})$$

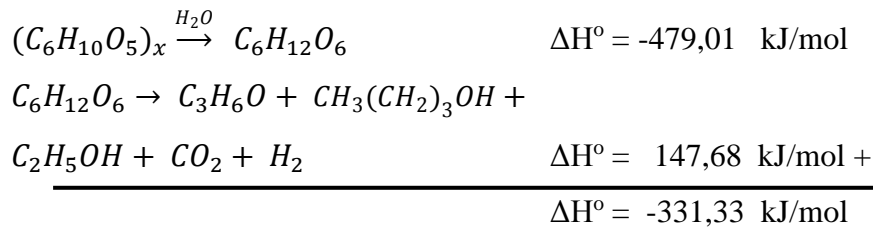
$$= (\Delta H_f^\circ C_6H_{12}O_6) - (\Delta H_f^\circ C_6H_{10}O_5)$$

$$= (-1268) - (-788,99)$$

$$= -479,01 \text{ kJ/mol}(C_6H_{10}O_5)_x$$

$$\Delta H^\circ = \sum_i v_i \cdot \Delta H_f^\circ$$

$$\begin{aligned}
\Delta H^\circ &= \sum_i v_i \cdot \Delta H^\circ_{fi}(\text{produk}) - \sum_i v_i \cdot \Delta H^\circ_{fi}(\text{reaktan}) \\
&= (\Delta H^\circ_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta H^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} + \Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} + \Delta H^\circ_f \\
&\quad \text{CO}_2 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2) - (\Delta H^\circ_f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) \\
&= (-217,57 + (-274,43) + (-234,81) + (-393,51) + 0) - (-1268) \\
&= 147,68 \text{ kJ/mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6
\end{aligned}$$



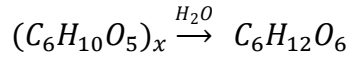
Karena nilai $\Delta H^\circ = -331,33 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat eksotermis. Untuk ΔH pada temperatur 65°C (338 K), sebagai berikut :

Mollase/Diethyl Pyrocarbonate ($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$) merupakan senyawa yang terdiri atas beberapa komposisi antara lain yaitu sukrosa (28,22%), glukosa (22,66%), fruktosa (24,88%) dan air (24,24%). Berikut merupakan tabel kapasitas panas.

Tabel 2.2 Data kapasitas panas komponen Proses Fermentasi

Rumus Kimia	A	B	C	D
Sukrosa	61,1	0,503	0	0
Fruktosa	7,976	4,8633	0	0,967
Air	8,712	0,001	0	0
Glukosa	63,5216	-12,4892	0	4,37
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	-7,390	0,92926	-0,0012937	-
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	83,877	0,56628	0,0017208	$2,2780 \cdot 10^{-6}$
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	81,284	0,43822	0,0014019	$2,1259 \cdot 10^{-9}$
CO_2	29,556	-0,0065807	-0,00002013	$-1,2227 \cdot 10^{-8}$
H_2	25,399	0,020178	-0,000038549	$3,1880 \cdot 10^{-8}$
Produk-Reaktan 1	-77,788	-5,3673	0	-0,967
Produk-Reaktan 2	149,2044	14,4365573	0,001770321	-4,3699977

(Sumber : Yaws, 1999)



$$\Delta H_{rx} = \Delta H^\circ + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT$$

$$\frac{\Delta C_p}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (\text{Pers. 4.4 Smith, et al., 2001})$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2} \right) (T - T_o)$$

(Pers. 4.7 Smith, et al., 2001)

$$\text{Dimana : } \tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left(\Delta A (\Delta B \cdot T_o + (\Delta C \cdot T_o^2 + \frac{D}{\tau T_o^2}) \left(\frac{\tau+1}{2} \right)) \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right) \right) \times \ln \tau$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2} \right) (T - T_o)$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(-77,788 + \frac{-5,3673}{2} \cdot 298 (1,13 + 1) + \frac{0}{3} \cdot 298^2 (1,13^2 + 1,13 + 1) + \frac{-0,967}{1,13 \cdot 298^2} \right) (338 - 298)$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -71383,57638 \text{ kJ/kmol}$$

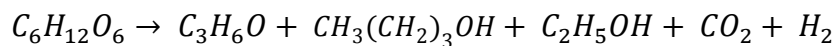
$$\text{Dengan, } R = 0,008314 \text{ kJ/mol K}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -593,4831 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{rx} = \Delta H^\circ + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT$$

$$\Delta H_{rx} = -479,01 \text{ kJ/mol} + (-593,483 \text{ kJ/mol})$$

$$= -1072,4931 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta H_{rx} = \Delta H^\circ + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT$$

$$\frac{\Delta C_p}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (\text{Pers. 4.4 Smith, et al., 2001})$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2} \right) (T - T_o)$$

(Pers. 4.7 Smith, et al., 2001)

$$\text{Dimana : } \tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left(\Delta A (\Delta B \cdot T_o + (\Delta C \cdot T_o^2 + \frac{D}{\tau T_o^2}) \left(\frac{\tau+1}{2} \right)) \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right) \right) \times \ln \tau$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right) (T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(149,2044 + \frac{14,4365573}{2} \cdot 298 (1,13 + 1) + \frac{0,001770321}{3} \cdot 298^2 \right. \\ \left. (1,13^2 + 1,13 + 1) + \frac{-4,3699977}{1,13 \cdot 298^2} \right) (338 - 298)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 196771,5042 \text{ kJ/kmol}$$

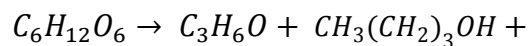
$$\text{Dengan, } R = 0,008314 \text{ kJ/mol K}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 1635,9583 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{rx} = \Delta H^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT$$

$$\Delta H_{rx} = -147,68 \text{ kJ/mol} + (1635,9583 \text{ kJ/mol})$$

$$= 1783,6383 \text{ kJ/mol}$$

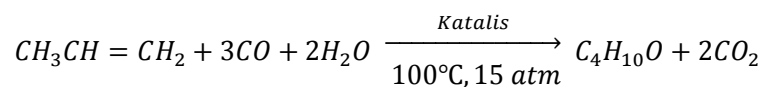


$$\Delta H_{rx} = 711,1452 \text{ kJ/mol}$$

Karena nilai $\Delta H_{rx} = 711,1452 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat endotermis.

2). Proses Reppe

Reaksi yang terjadi :



Nilai ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2.3 Entalphy Pembentukan Standar Proses Reppe

Komponen	Rumus Kimia	ΔH_f° kJ/mol
Propylene	C_3H_6	20,42
Carbon Monoxide	CO	-110,54

Water	H ₂ O	-241,80
N-Butyl Alcohol	C ₄ H ₁₀ O	-274,43
Carbon Dioxide	CO ₂	-393,51

(Sumber : Yaws, 1999)

Dengan menggunakan data pada tabel 2.3, enthalphy reaksi pembentukan standar (ΔH°) n-butanol standar ialah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ &= \sum_i v_i \cdot \Delta H^\circ_{fi} && \text{(Himmelblau \& Riggs, 2012)} \\ \Delta H^\circ &= \sum_i v_i \cdot \Delta H^\circ_{fi} (\text{produk}) - \sum_i v_i \cdot \Delta H^\circ_{fi} (\text{reaktan}) \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O} + 2 \cdot \Delta H^\circ_f \text{CO}_2) - (\Delta H^\circ_f \text{C}_3\text{H}_6 + 3 \cdot \Delta H^\circ_f \text{CO} \\ &\quad + 2 \cdot \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) \\ &= (-274,43 + ((2 \cdot (-393,51)))) - (20,42 + (3 \cdot (-110,54)) + \\ &\quad (2 \cdot 241,80)) \\ &= -266,65 \text{ kJ/mol C}_3\text{H}_6 \end{aligned}$$

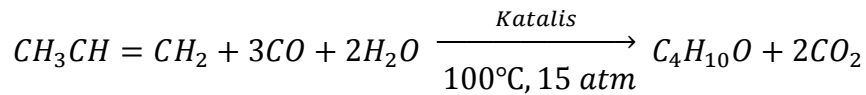
Karena nilai $\Delta H^\circ = -266,65 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat eksotermis. Untuk ΔH_{rx} pada temperatur 100 °C (373 K), sebagai berikut :

Tabel 2.4 Data kapasitas panas komponen Proses Reppe

Rumus Kimia	A	B	C	D
C ₃ H ₆ (l)	54,718	0,34512	-0,0016315	3,8755.10 ⁻⁶
CO (g)	29,556	-0,0065807	-0,00002013	-1,2227.10 ⁻⁸
H ₂ O (l)	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469.10 ⁻⁷
C ₄ H ₁₀ O (l)	83,877	0,56628	0,0017208	2,2780.10 ⁻⁶
CO ₂ (g)	27,437	0,042315	-0,000019555	3,9968.10 ⁻⁸
Produk - Reaktan	-65,013	0,3100087	0,003563905	-2,08.10 ⁻⁶

(Sumber : Yaws, 1999)

Dengan menggunakan rumus berikut dapat menghitung entalphi reaksi dari proses Reppe :



$$\begin{aligned} \Delta H_{rx} &= \Delta H^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT \\ \frac{\Delta C_p}{R} &= A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (\text{Pers. 4.4 Smith, et al., 2001}) \\ \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= \left(A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right) (T - T_0) \\ & \quad (\text{Pers. 4.7 Smith, et al., 2001}) \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } \tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= \left(\Delta A (\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{D}{\tau T_0^2}) (\frac{\tau+1}{2})) \right) \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right) \times \ln \tau \\ \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= \left(A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right) (T - T_0) \\ \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= \left(-65,013 + \frac{-0,3100087}{2} \cdot 298 (1,25 + 1) + \frac{0,00356391}{3} \cdot 298^2 \right. \\ & \quad \left. (1,25^2 + 1,25 + 1) + \frac{-2,08 \cdot 10^{-6}}{1,25 \cdot 298^2} \right) (373 - 298) \end{aligned}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 441,8195 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Dengan, } R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 3673,2876 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{rx} = \Delta H^\circ_{298} + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT$$

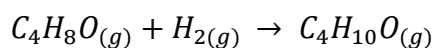
$$\Delta H_{rx} = -266,65 \text{ kJ/mol} + (3673,2876 \text{ kJ/mol})$$

$$= 3406,6376 \text{ kJ/mol}$$

Karena nilai $\Delta H_{rx} = 3406,6376 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat endotermis.

3). Proses OXO Hidrogenasi

Reaksi yang terjadi : $C_4H_{10}O$



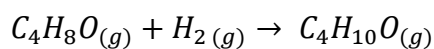
Nilai ΔH°_f pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2.5 Entalphy Pembentukan Standar Proses Hidrogenasi

Komponen	Rumus Kimia	ΔH°_f kJ/mol
<i>Butyraldehyde</i>	C_4H_8O	-205,02
<i>Hidrogen</i>	H_2	0
<i>N-butanol</i>	$C_4H_{10}O$	-274,43

(Sumber : Yaws, 1999)

Dengan menggunakan data pada Tabel 2.5, enthalphy reaksi pembentukan standar (ΔH°) *n-butanol* standar ialah sebagai berikut :



$$\Delta H^{\circ} = \sum_i v_i \cdot \Delta H^{\circ}_f \quad (\text{Himmelblau \& Riggs, 2012})$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ} &= \sum_i v_i \cdot \Delta H^{\circ}_f (\text{produk}) - \sum_i v_i \cdot \Delta H^{\circ}_f (\text{reaktan}) \\ &= \{(v_{C_4H_{10}O} \cdot \Delta H^{\circ}_f C_4H_{10}O)\} - \\ &\quad \{(v_{C_4H_8O} \cdot \Delta H^{\circ}_f C_4H_8O + v_{H_2O} \cdot \Delta H^{\circ}_f H_2O)\} \\ &= \{(1 \cdot (-274,43))\} - \{(1 \cdot (-205,02) + 0)\} \\ &= -69,41 \text{ kJ/mol } C_4H_8O \end{aligned}$$

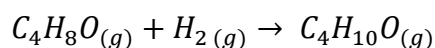
Karena nilai $\Delta H^{\circ} = -69,41$ kJ/mol maka reaksi bersifat eksotermis. Untuk ΔH pada temperatur 251 °C (549 K), sebagai berikut :

Tabel 2.6 Data kapasitas panas komponen Proses Hidrogenasi

Rumus Kimia	A	B	C	D
C_4H_8O	64,374	0,064776	0,00035143	$-3,5371 \cdot 10^{-7}$
H_2	25,399	0,020178	-0,000038549	$3,1880 \cdot 10^{-8}$
$C_4H_{10}O$	83,877	0,56628	0,0017208	$2,2780 \cdot 10^{-6}$
Produk-Reaktan	-5,896	0,481326	0,001407919	$2,5998 \cdot 10^{-6}$

(Sumber : Yaws, 1999)

Dengan menggunakan rumus berikut dapat menghitung entalphi reaksi dari proses dehidrogenasi :



$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \left(\Delta A (\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{D}{\tau T_0^2}) (\frac{\tau+1}{2})) (\frac{\tau-1}{\ln \tau}) \right) \times \ln \tau$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \left(A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right) (T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = (-81,616 + \frac{0,325366}{2} \cdot 298 (1,76 + 1) - \frac{0,0005393}{3} \cdot 298^2 \cdot (1,76^2 + 1,76 + 1) - \frac{9,8342 \cdot 10^{-11}}{1,59 \times 298^2}) (524 - 298)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -3612,2159 \text{ kJ/kmol}$$

Dengan, R = 8,314 J/mol K

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -30031,9631 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{rx} = \Delta H_{298}^0 + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT$$

$$\Delta H_{rx} = -69,41 \text{ kJ/mol} + (-30031,9631 \text{ kJ/mol})$$

$$= -30101,3731 \text{ kJ/mol } C_4H_8O$$

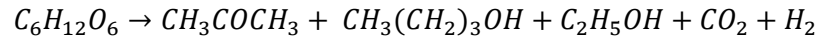
Karena nilai $\Delta H_{rx} = -30101,3731 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat eksotermis.

B. Tinjauan Berdasarkan Perubahan Gibbs Free Energy Standar dan Gibbs Free Energy

1). Proses Fermentasi

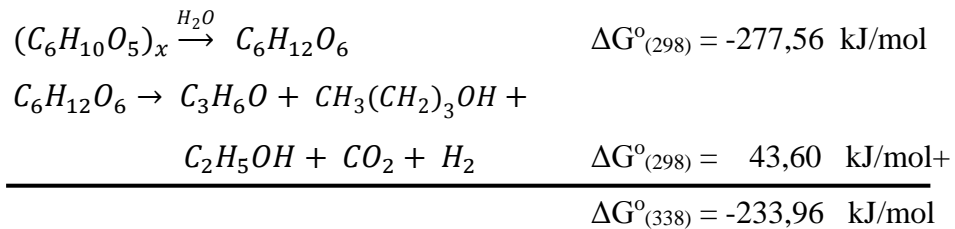
Tabel 2.7 Energi bebas Gibbs pembentukan standar Proses Fermentasi

Komponen	Rumus Kimia	ΔG^0_f kJ/mol
Diethyl Pyrocarbonate	$C_6H_{10}O_5$	-632,44
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$	-910
Acetone	C_3H_6O	-153,05
N-Butyl Alcohol	$C_4H_{10}O$	-150,67
Etanol	C_2H_5OH	-168,28
Carbon Dioxide	CO_2	-394,40
Hidrogen	H_2	0



$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \{(\sum v_i \cdot \Delta G^\circ_{f(\text{produk})}) - (\sum v_i \cdot \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})})\} \\ &\quad \text{(Atkins \& Paula, 2006)} \\ &= (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}) - (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5}) \\ &= (-910) - (-632,44) \\ &= -277,56 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \{(\sum v_i \cdot \Delta G^\circ_{f(\text{produk})}) - (\sum v_i \cdot \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})})\} \\ &\quad \text{(Atkins \& Paula, 2006)} \\ &= (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}} + \Delta G^\circ_{f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}} + \Delta G^\circ_{f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}} + \\ &\quad \Delta G^\circ_{f \text{ CO}_2} + \Delta G^\circ_{f \text{ H}_2}) - (\Delta G^\circ_{f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}) \\ &= (-153,05 + (-150,67) + (-168,28) + (-394,40) + 0) - (-910) \\ &= 43,60 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$



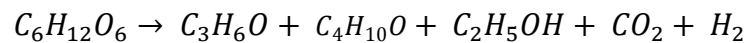
Karena nilai $\Delta G^\circ = -233,96 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat spontan. Untuk ΔG_{rx} pada temperatur 65°C (338 K), sebagai berikut :

$$\begin{aligned} (C_6H_{10}O_5)_x \xrightarrow{H_2O} C_6H_{12}O_6 \\ \Delta G_{rx} &= \Delta S_o^\circ + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\ &\quad \text{(Pers. 13.17 Smith, et al, 2001)} \\ \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= [\Delta A \ln \tau [\Delta B \cdot T_o + (\Delta C \cdot T_o^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_o^2})] (\frac{\tau+1}{2})] \cdot \tau - 1 \\ \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= [-77,788 \cdot 1,13 [-5,3673 \cdot 298 + (0 \cdot 298^2 + \frac{-0,967}{1,13 \cdot 298^2})] \frac{1,13+1}{2}] \\ &\quad \cdot (1,13 - 1) \\ \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= 2244,635 \text{ kJ/kmol} \\ \text{Dengan, R} &= 8,314 \text{ J/mol K} \end{aligned}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 18,6619 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta S^\circ &= \Delta S_{\text{produk}}^\circ - \Delta S_{\text{Reaktan}}^\circ \\ &= \Delta S_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}^\circ - \Delta S_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5}^\circ \\ &= 0 - 0 \\ &= 0 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{\text{rx}} &= \Delta S^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\ \Delta G_{\text{rx}} &= 0 + 18,6619 \\ \Delta G_{\text{rx}} &= 18,6619 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$



$$\Delta G_{\text{rx}} = \Delta S_{\text{produk}}^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers. 13.17 Smith, et al, 2001)

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= [\Delta A \ln \tau [\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2})] (\frac{\tau+1}{2})] \cdot \tau - 1 \\ \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= [149,2044 \ln 1,13 [14,4365573 \cdot 298 + (0,00177031 \cdot 298^2 \\ &\quad + \frac{-4,3699977}{1,13 \cdot 298^2})] \frac{1,13+1}{2} \cdot (1,13-1) \end{aligned}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 12003,556 \text{ kJ/kmol}$$

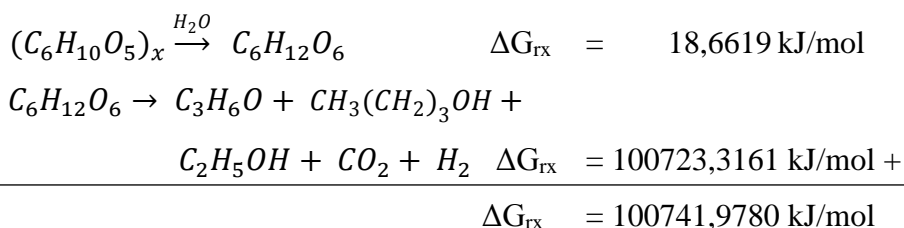
$$\text{Dengan, R} = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = 99797,5661 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta S^\circ &= \Delta S_{\text{produk}}^\circ - \Delta S_{\text{Reaktan}}^\circ \\ &= (\Delta S_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5}^\circ + \Delta S_{\text{C}_3\text{H}_6}^\circ + \Delta S_{\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}}^\circ + \\ &\quad \Delta S_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}^\circ + \Delta S_{\text{CO}_2}^\circ + \Delta S_{\text{H}_2}^\circ) - \Delta S_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}^\circ \\ &= (195,7 + 225,73 + 159,86 + 213,78 + 130,68) - 0 \end{aligned}$$

$$= 925,75 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_{rx} &= \Delta S^{\circ} + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\ \Delta G_{rx} &= 925,75 + 99797,5661 \\ &= 100723,3161 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$



2). Proses Reppe

Tabel 2.8 Energi bebas Gibbs pembentukan standar Proses Reppe

Komponen	Rumus Kimia	ΔG°_f kJ/mol
Propylene	C_3H_6	62,72
Carbon Monoxide	CO	-137,28
Water	H_2O	-228,60
N-Butyl Alcohol	$C_4H_{10}O$	-150,67
Carbon Dioxide	CO_2	-394,40

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ} &= \{(\sum \nu_i \cdot \Delta G^{\circ}_f(\text{produk})) - (\sum \nu_i \cdot \Delta G^{\circ}_f(\text{reaktan}))\} \\ &\quad \text{(Atkins \& Paula, 2006)} \\ &= (\Delta G^{\circ}_f C_4H_{10}O + 2 \cdot \Delta G^{\circ}_f CO_2) - (\Delta G^{\circ}_f C_3H_6 + \Delta G^{\circ}_f CO + 2 \cdot \Delta G^{\circ}_f H_2O) \\ &= (-150,67 + 2 * (-394,40)) - (62,72 + (-137,28) + (2 * (-228,60))) \\ &= -133,1500 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Karena nilai $\Delta G^{\circ} = -133,1500 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat spontan. Untuk ΔG pada temperatur $100 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (373 K), sebagai berikut :

$$\Delta G_{rx} = \Delta S_0^{\circ} + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers. 13.17 Smith, et al, 2001)

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = [\Delta A \ln \tau [\Delta B \cdot T_0 + (\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_0^2})] (\frac{\tau+1}{2})] \cdot \tau - 1$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = [-65,013 \ln 1,25 [0,3100087 \cdot 298 + (0,0035391 \cdot 298^2 + \frac{-2,08 \cdot 10^{-6}}{1,25 \cdot 298^2})] \frac{1,25+1}{2}] \cdot (1,25-1)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = -1690,813 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Dengan, } R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -14057,4207 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta S^\circ &= \Delta S_{\text{produk}}^\circ - \Delta S_{\text{Reaktan}}^\circ \\ &= (\Delta S_{\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}}^\circ + (2 * \Delta S_{\text{CO}_2}^\circ)) - (\Delta S_{\text{C}_3\text{H}_6}^\circ (3 * \Delta S_{\text{CO}}^\circ) + (2 * \Delta S_{\text{H}_2\text{O}}^\circ)) \\ &= (225,73 + (2 * 213,78)) - (195,7 + (2 * 188,84) + (3 * 197,66)) \end{aligned}$$

$$= -513,07 \text{ kJ/mol}$$

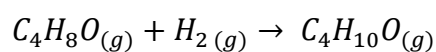
$$\begin{aligned} \Delta G_{\text{rx}} &= \Delta S^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\ &= -513,07 + (-14057,4207) \end{aligned}$$

$$\Delta G_{\text{rx}} = -14566,5707 \text{ kJ/mol}$$

3). Proses OXO Hidrogenasi

Tabel 2.9 Energi bebas Gibbs pembentukan standar Proses Hidrogenasi

Komponen	Rumus Kimia	ΔG_f° kJ/mol
<i>N-Butyraldehyde</i>	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}$	-114,77
<i>Hidrogen</i>	H_2	0
<i>N-butanol</i>	$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	-150,67

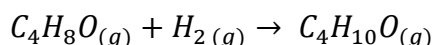


$$\Delta G^\circ = \{(\sum \nu_i \cdot \Delta G_f^\circ(\text{produk})) - (\sum \nu_i \cdot \Delta G_f^\circ(\text{reaktan}))\}$$

(Atkins & Paula, 2006)

$$\begin{aligned}
&= \{ (v_{C_4H_{10}O} \cdot \Delta G_f^\circ_{C_4H_{10}O}) - \\
&\quad (v_{C_4H_8O} \cdot \Delta G_f^\circ_{C_4H_8O} + v_{H_2O} \cdot \Delta G_f^\circ_{H_2O}) \} \\
&= (-150,67) - ((-114,77) + 0) \\
&= -35,90 \text{ kJ/mol } C_4H_8O
\end{aligned}$$

Karena nilai $\Delta G^\circ = -35,90 \text{ kJ/mol}$ maka reaksi bersifat spontan. Untuk ΔG pada temperatur $251 \text{ }^\circ\text{C}$ (549 K), sebagai berikut :



$$\Delta G_{rx} = \Delta S_o^\circ + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Pers. 13.17 Smith, et al, 2001)

$$\begin{aligned}
\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= [\Delta A \ln \tau [\Delta B \cdot T_o + (\Delta C \cdot T_o^2 + \frac{\Delta D}{\tau \cdot T_o^2})] (\frac{\tau+1}{2})] \cdot \tau - 1 \\
\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} &= [-5,896 \ln 1,76 [0,481326 \cdot 298 + (0,00140792 \cdot 298^2 + \\
&\quad \frac{2,5998 \cdot 10^{-6}}{1,56 \cdot 298^2})] \frac{1,56+1}{2}] \cdot (1,76-1)
\end{aligned}$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = -934,4302 \text{ J/mol}$$

$$\text{Dengan, } R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -7768,8526 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}
\Delta S^\circ &= \Delta S_o^\circ_{\text{produk}} - \Delta S_o^\circ_{\text{Reaktan}} \\
&= (\Delta S_o^\circ_{C_4H_{10}O}) - (\Delta S_o^\circ_{C_4H_8O} + \Delta S_o^\circ_{H_2}) \\
&= (225,73) - (344,8 + 130,68) \\
&= -249,75 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta G_{rx} &= \Delta S^\circ + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\
&= -249,75 + (-7768,8526)
\end{aligned}$$

$$\Delta G_{rx} = -8018,6026 \text{ kJ/mol } C_4H_8O$$

2.2.2. Tinjauan Ekonomi

1). Proses Fermentasi

Kapasitas produksi n-butanol = 45.000 ton/tahun
= 5681,8182 kg/jam

Waktu operasi selama 330 hari dalam 1 tahun.

Tabel 2.10 Tinjauan Ekonomi Proses Fermentasi

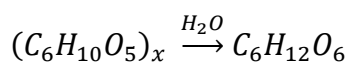
Nama	Senyawa	BM (kg/kmol)	Harga	
			Rp/kg	\$/kg
¹ Dextran	$(C_6H_{10}O_5)_x$	162,14	14.010,55	1,00
¹ Glucanolactone	$C_6H_{12}O_6$	178,14	11.208,44	0,80
² Acetone	CH_3COCH_3	58,08	34.000,00	1,20
¹ n-butanol	$CH_3(CH_2)_3OH$	74,12	35.026,375	2,50
¹ Ethanol	C_2H_5OH	46,07	16.812,66	0,70
¹ Carbon Dioxide	CO_2	44,01	140.105,50	3,15
¹ Hydrogen	H_2	2,02	27.320,57	0,0020
¹ Water	H_2O	18,02	0,00	0,00

(Sumber : ¹Alibaba.com. ²Indotrading.com.)

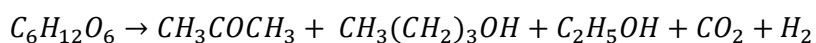
Keterangan :

1\$ = Rp 14.010,55

Tahapan proses fermentasi berdasarkan reaksi yang terjadi:



Mula-mula	:	107,3254	-
Bereaksi	:	60,3348	60,3348
Sisa	:	46,9906	60,3348



Mula-mula	:	60,3348	-	-	-	-	-
Bereaksi	:	35,0427	35,0427	35,0427	35,0427	35,0427	35,0427
Sisa	:	25,2921	35,0427	35,0427	35,0427	35,0427	35,0427

a. Bahan baku

Dextran ($(C_6H_{10}O_5)_x$):

$$\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_x = 162,14 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol } (C_6H_{10}O_5)_x = 46,9906 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (C_6H_{10}O_5)_x &= \text{mol } (C_6H_{10}O_5)_x \times \text{BM } (C_6H_{10}O_5)_x \\ &= 46,9906 \text{ kmol/jam} \times 162,14 \text{ kg/kmol} \\ &= 7.619,05 \text{ kg/jam} \\ &= 60.342.876 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya } (C_6H_{10}O_5)_x &= \text{massa } (C_6H_{10}O_5)_x \times \text{harga } (C_6H_{10}O_5)_x \\ &= 60.342.876 \text{ kg/tahun} \times 1,00 \text{ \$/kg} \\ &= 60.342.876 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

Total cost of feed pada proses fermentasi:

$$\text{Total cost of feed} = 60.342.876 \text{ \$/tahun}$$

b. Produk

Acetone (CH_3COCH_3):

$$\text{BM } CH_3COCH_3 = 58,08 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol } CH_3COCH_3 = 35,0427 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } CH_3COCH_3 &= \text{mol } CH_3COCH_3 \times \text{BM } CH_3COCH_3 \\ &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \times 58,08 \text{ kg/kmol} \\ &= 2035,2800 \text{ kg/jam} \\ &= 16.119.417,7267 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya } CH_3COCH_3 &= \text{massa } CH_3COCH_3 \times \text{harga } CH_3COCH_3 \\ &= 16.119.417,7267 \text{ kg/tahun} \times 1,2 \text{ \$/kg} \\ &= 19.343.301,2721 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

Ethanol (C_2H_5OH):

$$\text{BM } C_2H_5OH = 46,07 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol } C_2H_5OH = 35,0427 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa } C_2H_5OH = \text{mol } C_2H_5OH \times \text{BM } C_2H_5OH$$

$$\begin{aligned}
 &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \times 46,07 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1614,4172 \text{ kg/jam} \\
 &= 12.786.184,1369 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } C_2H_5OH &= \text{massa } C_2H_5OH \times \text{harga } C_2H_5OH \\
 &= 12.786.184,1369 \text{ kg/tahun} \times 0,7 \text{ \$/kg} \\
 &= 8.950.328,8958 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Carbon Dioxide (CO₂):

$$\begin{aligned}
 \text{BM } CO_2 &= 44,01 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } CO_2 &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa } CO_2 &= \text{mol } CO_2 \times \text{BM } CO_2 \\
 &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \times 44,01 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1.542,2292 \text{ kg/jam} \\
 &= 12.214.455,4778 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } CO_2 &= \text{massa } CO_2 \times \text{harga } CO_2 \\
 &= 12.214.455,4778 \text{ kg/tahun} \times 3,15 \text{ \$/kg} \\
 &= 38.475.534,7552 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Hydrogen (H₂):

$$\begin{aligned}
 \text{BM } H_2 &= 2,02 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } H_2 &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa } H_2 &= \text{mol } H_2 \times \text{BM } H_2 \\
 &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \times 2,02 \text{ kg/kmol} \\
 &= 70,7863 \text{ kg/jam} \\
 &= 560.627,1317 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } H_2 &= \text{massa } H_2 \times \text{harga } H_2 \\
 &= 560.627,1317 \text{ kg/tahun} \times 0,002 \text{ \$/kg} \\
 &= 1.121,2543 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

n-butanol (C₄H₁₀O):

$$\begin{aligned}
 \text{BM } C_4H_{10}O &= 74,12 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } C_4H_{10}O &= 35,0427 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } C_4H_{10}O &= \text{mol } C_4H_{10}O \times \text{BM } C_4H_{10}O \\
 &= 35,0427 \text{ kmol/jam} \times 74,12 \text{ kg/kmol} \\
 &= 2.597,36 \text{ kg/jam} \\
 &= 20.571.111,39 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } C_4H_{10}O &= \text{massa } C_4H_{10}O \times \text{harga } C_4H_{10}O \\
 &= 20.571.111,39 \text{ kg/tahun} \times 2,5 \text{ \$/kg} \\
 &= 51.427.778,4750 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Total cost of product pada proses fermentasi:

$$\begin{aligned}
 \text{Total cost of product} &= (19.343.301,2721 + 8.950.328,8958 + \\
 &38.475.534,7552 + 1.121,2543 + \\
 &51.427.778,4750) \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total cost of product} = 118.198.064,6524 \text{ \$/tahun}$$

Sehingga, *Economic potential* pada proses fermentasi:

$$\text{Economic potential} = \text{Total cost of product} - \text{Total cost of feed}$$

$$\text{Economic potential} = (118.198.064,6524 - 60.342.876) \text{ \$/tahun}$$

$$\text{Economic potential} = 57.855.188,6524 \text{ \$/tahun} \times \text{Rp}14.010,55/\$$$

$$\text{Economic potential} = \text{Rp } 810.583.013.373,8830 \text{ /tahun}$$

2). Proses Reppe

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi n-butanol} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 5681,8182 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Yield} = 90\%$$

Waktu operasi selama 330 hari dalam 1 tahun.

Tabel 2.11 Tinjauan Ekonomi Proses Reppe

Nama	Senyawa	BM (kg/kmol)	Harga	
			Rp/kg	\\$/kg
<i>Propylene</i>	C_3H_6	42,08	49.036,93	3,98
<i>Carbon Monoxide</i>	CO	28,01	224.168,80	3,56
<i>Water</i>	H_2O	18,02	0,00	0,00

<i>n</i> -butanol	$CH_3(CH_2)_3OH$	74,12	4.203.165,00	2,50
Carbon Dioxide	CO_2	44,01	140.105,50	3,15
Iron Pentacarbonyl	$Fe(CO)_5$	195,90	14.010,55	1,00
<i>n</i> -Alkylpyrolidine	-	-	70.052,75	5,00

(Sumber : Alibaba.com.)

Keterangan :

1\$ = Rp 14.010,55

Tahapan proses reppe berdasarkan reaksi yang terjadi:

$$C_3H_6 + 3CO + 2H_2O \xrightarrow{HFe_3(CO)_4} CH_3(CH_2)_3OH + 2CO_2$$

Mula-mula	:	71,6506	214,9517	143,3011	-	-
Bereaksi	:	64,4855	193,4565	128,9710	64,4855	128,9710
Sisa	:	7,1651	21,4952	14,3301	64,4855	128,9710

a. Bahan baku

Propylene (C_3H_6) :

$$\begin{aligned} \text{BM } C_3H_6 &= 42,08 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol } C_3H_6 &= 71,6506 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa } C_3H_6 &= \text{mol } C_3H_6 \times \text{BM } C_3H_6 \\ &= 71,6506 \text{ kmol/jam} \times 42,08 \text{ kg/kmol} \\ &= 3015,06 \text{ kg/jam} \\ &= 2.379.241,86 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya } C_3H_6 &= \text{massa } C_3H_6 \times \text{harga } C_3H_6 \\ &= 2.379.241,86 \text{ kg/tahun} \times 3,98 \text{ \$/kg} \\ &= 9.469.382,60 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

Carbon Monoxide (CO) :

$$\begin{aligned} \text{BM } CO &= 28,01 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol } CO &= 214,9517 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa } CO &= \text{mol } CO \times \text{BM } CO \\ &= 214,9517 \text{ kmol/jam} \times 28,01 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6020,80 \text{ kg/jam} \\
 &= 47.684.712,29 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } CO &= \text{massa } CO \times \text{harga } CO \\
 &= 47.684.712,29 \text{ kg/tahun} \times 3,56 \text{ \$/kg} \\
 &= 169.757.575,75 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Water (H₂O) :

$$\begin{aligned}
 \text{BM } H_2O &= 18,02 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } H_2O &= 143,3011 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa } H_2O &= \text{mol } H_2O \times \text{BM } H_2O \\
 &= 143,3011 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/kmol} \\
 &= 2.582,29 \text{ kg/jam} \\
 &= 20.451.708,09 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } H_2O &= \text{massa } H_2O \times \text{harga } CH_2O \\
 &= 20.451.708,09 \text{ kg/tahun} \times 0,00 \text{ \$/kg} \\
 &= 0,00 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Total cost of feed pada proses reppe:

$$\text{Total cost of feed} = (9.469.382,60 + 169.757.575,75 + 0,00) \text{ \$/tahun}$$

$$\text{Total cost of feed} = 179.226.958,35 \text{ \$/tahun}$$

b. Produk

Carbon Dioxide (CO₂):

$$\begin{aligned}
 \text{BM } CO_2 &= 44,01 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } CO_2 &= 128,9710 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa } CO_2 &= \text{mol } CO_2 \times \text{BM } CO_2 \\
 &= 128,9710 \text{ kmol/jam} \times 44,01 \text{ kg/kmol} \\
 &= 5.676,01 \text{ kg/jam} \\
 &= 44.954.034,73 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } CO_2 &= \text{massa } CO_2 \times \text{harga } CO_2 \\
 &= 44.954.034,73 \text{ kg/tahun} \times 3,15 \text{ \$/kg} \\
 &= 141.605.209,40 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

n-butanol $C_4H_{10}O$:

$$\begin{aligned}
 \text{BM } C_4H_{10}O &= 74,12 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } C_4H_{10}O &= 64,4855 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa } C_4H_{10}O &= \text{mol } C_4H_{10}O \times \text{BM } C_4H_{10}O \\
 &= 64,4855 \text{ kmol/jam} \times 74,12 \text{ kg/kmol} \\
 &= 4.779,67 \text{ kg/jam} \\
 &= 37.854.954,03 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } C_4H_{10}O &= \text{massa } C_4H_{10}O \times \text{harga } C_4H_{10}O \\
 &= 37.854.954,03 \text{ kg/tahun} \times 2,50 \text{ \$/kg} \\
 &= 94.637.385,08 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Total cost of product pada proses reppe:

$$\text{Total cost of product} = (141.605.209,40 + 94.637.385,08) \text{ \$/tahun}$$

$$\text{Total cost of product} = 236.242.594,48 \text{ \$/tahun}$$

Sehingga, *Economic potential* pada proses reppe:

$$\text{Economic potential} = \text{Total cost of product} - \text{Total cost of feed}$$

$$\text{Economic potential} = (236.242.594,48 - 179.226.958,35) \text{ \$/tahun}$$

$$\text{Economic potential} = 57.015.636,13 \text{ \$/tahun} \times \text{Rp}14.010,55/\text{\$}$$

$$\text{Economic potential} = \text{Rp } 798.820.420.781,17 \text{ /tahun}$$

3). Proses Oxo Hidrogenasi

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi } n\text{-butanol} &= 45.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 5681,8182 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Konversi} = 97\% \quad (\text{Ketta, 1983})$$

$$\text{Perbandingan reaksi } 1:11 \quad (\text{US Patent 4876402})$$

Waktu operasi selama 330 hari dalam 1 tahun.

Tabel 2.12 Tinjauan Ekonomi Proses OXO Hidrogenasi

Nama	Senyawa	BM	Harga
		(kg/kmol)	\$/kg
<i>Hidrogen</i>	H_2	2,0160	0,0020
<i>n-butyraldehyde</i>	C_4H_8O	72,1080	0,6761
<i>n-butanol</i>	$C_4H_{10}O$	74,1240	2,50

(Sumber : Alibaba.com.)

Keterangan :

1\$ = Rp 14.010,55

Tahapan reaksi pembentukan *n-butanol*:
$$C_4H_8O + H_2 \xrightarrow{Cu/ZnO} C_4H_{10}O$$

Mula-mula	:	78,6285	891,6631	0,4556
Bereaksi	:	76,2696	76,2696	76,2696
Sisa	:	2,3589	815,3935	76,7252

a. Bahan baku

n-butyraldehyde (C_4H_8O):

$$\begin{aligned} \text{BM } C_4H_8O &= 72,1080 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol } C_4H_8O &= 78,6285 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa } C_4H_8O &= \text{mol } C_4H_8O \times \text{BM } C_4H_8O \\ &= 78,6285 \text{ kmol/jam} \times 72,1080 \text{ kg/kmol} \\ &= 5.669,7439 \text{ kg/jam} \\ &= 44.904.371,5138 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya } C_4H_8O &= \text{massa } C_4H_8O \times \text{harga } C_4H_8O \\ &= 44.904.371,5138 \text{ kg/tahun} \times 0,6761 \text{ \$/kg} \\ &= 30.359.845,5804 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

Hydrogen (H_2):

$$\begin{aligned} \text{BM } H_2 &= 2,0160 \text{ kg/kmol} \\ \text{Mol } H_2 &= 891,6631 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } H_2 &= \text{mol } H_2 \times \text{BM } H_2 \\
 &= 891,6631 \text{ kmol/jam} \times 2,0160 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1.797,5928 \text{ kg/jam} \\
 &= 14.236.935,0520 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } H_2 &= \text{massa } H_2 \times \text{harga } H_2 \\
 &= 14.236.935,0520 \text{ kg/tahun} \times 0,002 \text{ \$/kg} \\
 &= 28.473,8701 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Total cost of feed pada proses Oxo hidrogenasi:

$$\text{Total cost of feed} = (30.359.845,5804 + 28.473,8701) \text{ \$/tahun}$$

$$\text{Total cost of feed} = 30.388.319,4505 \text{ \$/tahun}$$

b. Produk

n-butanol $C_4H_{10}O$:

$$\begin{aligned}
 \text{BM } C_4H_{10}O &= 74,1240 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Mol } C_4H_{10}O &= 76,7252 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa } C_4H_{10}O &= \text{mol } C_4H_{10}O \times \text{BM } C_4H_{10}O \\
 &= 76,7252 \text{ kmol/jam} \times 74,1240 \text{ kg/kmol} \\
 &= 5.687,1779 \text{ kg/jam} \\
 &= 45.042.448,9680 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Biaya } C_4H_{10}O &= \text{massa } C_4H_{10}O \times \text{harga } C_4H_{10}O \\
 &= 45.042.448,9680 \text{ kg/tahun} \times 2,50 \text{ \$/kg} \\
 &= 112.606.122,42 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Total cost of product pada proses Oxo hidrogenasi:

$$\text{Total cost of product} = 112.606.122,42 \text{ \$/tahun}$$

Sehingga, *Economic potential* pada proses Oxo hidrogenasi:

$$\text{Economic potential} = \text{Total cost of product} - \text{Total cost of feed}$$

$$\text{Economic potential} = (112.606.122,42 - 30.388.319,45) \text{ \$/tahun}$$

$$\text{Economic potential} = 82.217.802,97 \text{ \$/tahun} \times \text{Rp}14.010,55/\text{\$}$$

$$\text{Economic potential} = \text{Rp } 1.151.916.639.401,33 \text{ /tahun}$$

2.3. Perbandingan Proses

Tabel 2.13. Perbandingan antar Proses

Parameter	Proses Fermentasi	Proses Reppe	Proses Oxo Hidrogenasi
Bahan Baku	Molase	Propilen, CO dan Air	Hidrogen & N-Butyraldehid
Produk	n-butanol, aseton, campuran etanol, CO_2 dan H_2	n-butanol dan CO_2	n-butanol
Fasa	Cair - Gas	Cair - Gas	Gas - Gas
Suhu Operasi	29 – 35 °C	100 °C	251 °C
Tekanan	-	15 atm	5 atm
Yield*/Konversi	25-26%*	<90%*	97%
Katalis	Tidak ada	Iron Hydrocarbonil	Cu/ZnO
ΔH_R	$\Delta H_{(338)} = 711,1452 \text{ kJ/mol}$	$\Delta H_{(373)} = 3406,6376 \text{ kJ/mol}$	$\Delta H_{(524)} = -30101,3731 \text{ kJ/mol}$
ΔG_R	$\Delta G^o_{(338)} = 100741,9780 \text{ kJ/mol}$	$\Delta G^o_{(373)} = -14566,5707 \text{ kJ/mol}$	$\Delta G^o_{(524)} = -8018,6026 \text{ kJ/mol}$
<i>Economic potential</i>	57.855.188,6524 \$/tahun	57.015.636,13 \$/tahun	82.217.802,97 \$/tahun
Teknologi penggunaan	1930	-	1983

2.4. Pemilihan Proses

Berdasarkan tinjauan perbandingan proses dan ekonomi diatas, adapun proses yang dipilih adalah Oxo Hidrogenasi dengan pertimbangan alasan sebagai berikut :

1. Karena pada dunia industri pembuatan *n-butanol* menggunakan proses ini banyak digunakan sebab memiliki usia teknologi yang lebih terbaru dibanding (Proses Fermentasi dan Proses Reppe), serta penerapannya secara komersil yang ada di Indonesia dan dunia.

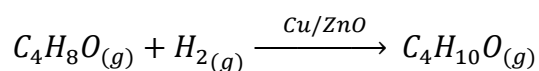
2. Proses oxo hidrogenasi tidak membutuhkan pemisahan yang rumit, sehingga peralatan yang digunakan relatif sederhana.
3. Harga bahan baku pembuatan n-butanol lebih murah.
4. Mempunyai kondisi operasi tekanan yang rendah dibanding proses Reppe.
5. Konversi yang didapatkan lebih tinggi mencapai 97%.
6. Potensial ekonomi yang cukup tinggi mencapai 82.217.802,97 \$/tahun.

Tabel 2.14 Karakteristik Proses Oxo Hidrogenasi

Parameter	Proses Oxo Hidrogenasi
Bahan Baku	C ₄ H ₈ O, H ₂
Produk	<i>n-butanol</i>
Fasa	Gas-Gas
Suhu Operasi	251°C
Reaktor	Fixed Bed Multitube
Tekanan	5 atm
Konversi	97%
Katalis	Cu/ZnO
ΔH _R	ΔH ^o ₍₅₂₄₎ = -30101,3731 kJ/mol
ΔG _R	ΔG ^o ₍₅₂₄₎ = -8018,6026 kJ/mol
<i>Economic potential</i>	82.217.802,97 \$/tahun

2.5. Kinetika Reaksi Proses Oxo Hidrogenasi

Berdasarkan jurnal didapatkan bentuk kinetika sebagai berikut :



Persamaan kinetika :

$$-r_A = A \exp\left(\frac{-E}{T}\right) P_A^{0,7} P_B^{0,5}$$

(Faraj S. J., Yee C. S., 2020)

2.6. Uraian Proses

Secara garis besar, proses Oxo hidrogenasi pembuatan *n-butanol* dapat dibagi menjadi 3 tahap, yaitu:

1. Tahap Persiapan Bahan Baku
2. Tahap Pembentukan Produk
3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

2.6.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa *n-butyraldehyde* cair yang terdiri dari 99% *n-butyraldehyde* dan 1 % air yang semula berada pada tekanan 1 atm dan temperature 30 °C perlu diuapkan di vaporizer (VP-101) dan dipanaskan dengan heater kemudian dinaikan tekanannya hingga 5 atm menggunakan kompresor (CO-101) sehingga mencapai kondisi operasi reaktor. Umpan yang tidak teruapkan direcycle menuju mixing point sebagai excess feed. Sementara gas hidrogen terdiri dari 99,9% H₂ dan 0,1 % N₂ dengan tekanan 5 atm dari aliran pipa umpan dipanaskan menggunakan heat exchanger (HE-101) untuk mengkondisikan suhu reaksi.

2.6.2. Tahap Pembentukan Produk

Dalam hal ini reaksi pembentukan produk akan berupa fase gas sehingga pembuatan *n-butanol* dalam reaktor (RE-201) menggunakan reaktor jenis *fixed bed multitubular*. Katalis yang digunakan untuk mempercepat reaksi adalah katalis cobalt zinc oxide (Cu/ZnO). Reaksi bersifat eksotermis dan berlangsung pada suhu 251 °C pada tekanan 5 atm. Konversi yang terjadi pada proses ini mencapai 97%.

2.6.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Gas inert (Nitrogen) yang semakin lama terakumulasi dilakukan proses purging (buang ke udara) untuk mengurangi jumlahnya. Sementara itu produk N-Butanol dan sisa reaktan (N-Butyraldehid) yang tidak bereaksi keluar dari reaktor (RE-201) untuk dimurnikan dengan cara dirubah fasanya menjadi cair. Meliputi proses penurunan suhu menggunakan *cooler*, kemudian dilakukan transfer panas dengan *chiller ammonia* untuk merubah fasanya menjadi cair. Keluaran alat chiller terdapat dua

fasa yaitu gas yang *non-condensable* berupa Hydrogen, Nitrogen dan N-Butyraldehid yang tidak terkondensasi serta fasa cair berupa produk N-Butanol. Proses selanjutnya dipisahkan dengan separator (SP-301) untuk memisahkan sisa gas H_2 dan gas inert N_2 dari n-butanol, n-butyraldehyde dan air pada tekanan 1 atm dan 52 °C. Sebelum produk dipisahkan, produk keluaran reaktor perlu diturunkan tekanannya menggunakan *throttling valve* (EV-301) hingga 1 atm. Pada tahap pemisahan, hasil atas separator (SP-301) berupa gas H_2 dan gas inert N_2 dan N-butyraldehyde yang tak terkondensasi. Produk atas yang berupa gas sintesis akan diumpankan kembali ke reaktor (RE-201).

Produk bawah selanjutnya akan diumpankan ke menara distilasi 1 (DC-301). Untuk mencapai kondisi operasi, perlu dilakukan pemanasan terhadap cairan produk tersebut menggunakan *heat exchanger* (HE-301) hingga mencapai kondisi cair jenuh pada suhu 101,5°C dan tekanan 1 atm. Produk bawah menara distilasi 1 terdiri dari 99,5% *n-butanol*, 0,03% n-butyraldehyde dan 0,47% air yang akan disimpan dalam tangki penyimpanan produk utama (ST-301). Produk atas destilasi diumpankan pada *mixing point* sebagai *excess feed*.

III. SPESIFIKASI BAHAN

Bahan yang digunakan dalam pembuatan n-butyl alkohol terdiri atas bahan baku dan bahan penunjang. Berikut merupakan spesifikasi bahan yang digunakan:

3.1 Bahan Baku

I. Hidrogen

Rumus molekul	: H ₂
Fasa (30 °C, 1 atm)	: Gas
Berat molekul	: 2,016 g/mol
Titik didih (1 atm)	: -252 °C
Titik lebur (1 atm)	: -254,2 °C
Densitas cair	: 71 kg/m ³
Temperatur kritis	: -239,8 °C
Tekanan kritis	: 32,57 atm
Kemurnian	: 99,9% H ₂ dan 0,1 % N ₂

(PT. Air Liquid)

II. N-Butyraldehyde

Rumus molekul	: C ₄ H ₈ O
Fasa (30 °C, 1 atm)	: Cair
Berat molekul	: 72,11 gram/mol
Titik beku (1 atm)	: -96,4 °C
Titik didih (1 atm)	: 74,8 °C
Densitas cairan	: 801,6 kg/m ³
Temperatur kritis	: 251 °C
Tekanan kritis	: 40 atm
Kemurnian	: 99 % butiraldehid dan 1% air

(Perry, 1999)

3.2 Bahan Penunjang

Katalis *CuO/ZnO*

Fase	: Padat
Warna	: Hitam
Bentuk	: Cylinder
Komposisi	: 33% CuO, 67% ZnO
<i>Modifier</i>	: 1% K ₂ CO ₃ + 3% NiO
ρ_B	: 1,2 – 1,3 g/cm ³
Diameter	: 0,25 in (5 – 9 mm)
Porositas	: 0,37

3.3 Produk

N-Butyl Alcohol (N-Butanol)

Rumus molekul	: C ₄ H ₁₀ O
Fasa (30 °C, 1 atm)	: Cair
Berat molekul	: 74,123 g/mol
Titik didih (1 atm)	: 117,81 °C
Titik lebur (1 atm)	: -89 °C
Densitas (20 °C)	: 810,9 kg/m ³
Temperatur kritis	: 289,93 °C
Tekanan kritis	: 43,55 atm
Kemurnian	: 99,5 % butanol
	: 0,5 % impurities

X. SIMPULAN DAN SARAN

A. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik N-Butanol dari N-Butiraldehid dan Hydrogen dengan kapasitas 45.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut :

1. Pabrik termasuk kedalam industri yang tergolong beresiko sedang berdasarkan analisis proses dan ekonomi.
2. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak adalah 19 %.
3. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak adalah 3,1 tahun.
4. *Break Even Point* (BEP) sebesar 41% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 31 % – 60 % kapasitas produksi. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 13 %, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 24,81 %, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

B. SARAN

Berdasarkan hasil pertimbangan kesimpulan diatas, maka pabrik N-Butanol dari N-Butiraldehid dan Hydrogen dengan kapasitas 45.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonimous, 2022. www.matche.com. Diakses pada 2 Agustus 2022 pukul 9.30 WIB
- Alfa Laval, 2001. Pump Handbook, USA.
- Atkins and Paula, 2006. Physical Chemistry 8th Edition. W. H. Freeman and Company. New York.
- Badan Pusat Statistik, 2020. Statistik Perdagangan Luar Negeri Impor. Jakarta: BPS.
- BMKG, 2022. www.bmkg.go.id. Diakses pada 15 Juli 2022 pukul 19.30 WIB
- Brownell and Young, 1959. Process Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Carl L. Yaws, 1999. Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety. Gulf Publishing Company. Huston, Texas.
- Coulson J. M. and Richardson J. F., 1983. Chemical Engineering Volume 6 1th edition Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Coulson J. M. and Richardson J. F., 2005. Chemical Engineering Volume 6 4th edition Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Evans, 1980. Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants Volume 2 2nd edition. Gulf Publishing Co. United State of America.
- Fogler H. Scott., 1999. Elements of Chemical Reaction Engineering 4th edition. Butterworth-Heinemann. Washington
- Geankoplis, Christie J., 1993. Transport Process and Unit Operation 3th edition. Allyn & Bacon Inc. New Jersey.
- Google Map, 2022. <http://www.google.com/maps/>. Diakses pada 10 Juli 2022 pukul 19.30 WIB.

- Herti Utami, 2018. Materi 2 Kuliah Kinetika dan Perancangan Reaktor Heterogen-Kinetika Reaksi Katalitis. Universitas Lampung. Bandar Lampung.
- Himmelblau David, 1996. Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering 6th edition. Prentice Hall. Inc. New Jersey.
- Holman, J.P., 1997. Heat Transfer 8th edition. Mc. Graw-Hill, Inc. United State of America.
- Howards, F. Rase., 1963. Chemical Reactor Design for Process Plant 3th edition. Mc. Graw-Hill. International Book Company, Tokyo.
- Kirk-Othmer, 1965. Encyclopedia of Chemical Technology. 5th edition. Interscience Encyclopedia, Inc. New York.
- Kern, Donald Q., 1965. Process Heat Transfer. Mc. Graw-Hill. New York.
- Levenspiel, 1972. Chemical Reaction Engineering 2nd edition. John Wiley and Sons. Inc., New York.
- Longsdon et al., 1989. US Patent 4876402. Improved Aldehydes Hydrogenation Process. USA.
- Ludwig, 2006. Applied Process Design 4 Chemical N Petrochemical Plants Vol 1 4th edition. Gulf Publishing Company.
- Megyesy E. F., 2001. Pressure Vessel Handbook 12th edition. Pressure Vessel Publishing, Inc. United State of America.
- Mc. Cabe W.L. and Smith J. C., 1985. Operasi Teknik Kimia, Erlangga. Jakarta.
- Ronald W. Missen, Charles A. Mims and Bradley A. Saville, 1999. Introduction to Chemical Reaction Engineering and Kinetics. Department of Chemical Engineering Applied Chemistry. University of Toronto. Jhon Wiley & Sons, Inc. New York.
- Perry, Robert H., and Don W. Gree., 2008. Perry's Chemical Engineer Handbook 8th edition. Mc. Graw-Hill, New York.
- Powell S., 1954. Water Conditioning for Industry. Mc. Graw-Hill Book Company. New York.
- Saeid M. F. and Chin S. Y., 2020. Simulation of Butanol Production through Hydrogenation of Butanal : Effects of Different Reactor Schemes and Operating Conditions. Third Conference for Engineering Science and Technology (CEST-2020). Libya.

Severn, W. H., Degler, H. E., & Milles, J. C., 1959. Steam, Air dan Gas Power, 5th edition. New York: John Wiley and Sons.

Sinnot R. K., 2005. Chemical Engineering Design. Volume 6 4th edition. Elsevier. United Kingdom.

Smith and Van Nes, 2005. Introduction to Chemical Engineering Chemical Process Design and Integratin. John Willey and Sons. New York.

Syamiazi F. D. Noor, Saifullah & Indaryanto F. R., 2015. Kualitas Air Waduk Nadra Krenceng Kota Cilegon Provinsi Banten. Jurnal Akuatika. Banten..

Timmerhaus et al., 1991. Plant Design an Economic for Chemical Engineering 4th edition. Mc. Graw-Hill Book Company. New York.

Treyball, 1981. Mass Transfer Operation 3rd edition. Mc. Graw-Hill. Kogakusha Ltd. Tokyo.

Ulrich G. D., 1984. A Guide to Chemical Engineering Process Design and Ecnomics. John Willey & Sons Inc. New York.

Unruh et al. 1999. US Patent 5992921. Process for The Production of N-Butanol. USA.

Walas, 1990. Chemical Process Equipment. Butterworth-Heinemann. Washington. United State of America.

Yasar D., 2007. Nonequilibrium Thermodynamics 2nd Edition. University of Nebraska. Lincoln, USA. Page 157 – 160.

https://data.un.org/Data.aspx?q=butyl+alcohol&d=ComTrade&f=_11Code%3a30%3bcmdCode%3a290513 (Diakses pada 25 September 2020).

<https://www.pon.co.id/index.php/normal-butanol/> (Diakses pada 26 September 2020).

<https://www.pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Butyraldehyde> diakses pada 16 Agustus 2022 pukul 14.00 WIB.

www.alibaba.com. Diakses pada 16 Agustus 2022 pukul 21.30 WIB.