

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN MALEAT ANHIDRAT
MELALUI PROSES PARSIAL OKSIDASI BUTANA
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mendapatkan
gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

Oleh

SABRINA DWI NOVEMBI 0303281520107

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2019**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN MALEAT ANHIDRAT DENGAN PROSES PARTIAL OKSIDASI KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Sabrina Dwi Novembi 03031281520107

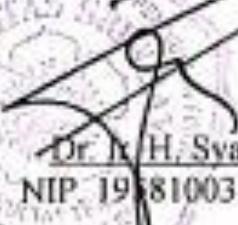
Indralaya, Agustus 2019

Pembimbing,


Ir. Hj. Rosdiana Mocksin, M.T.
NIP. 195608311984032002

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia


Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

LEMBAR KETERANGAN TIDAK DEVIASI

Nama/Nim : Sabrina Dwi Novembi (03031281520107)

Judul:

**"PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN MALET ANHIDRAT
MELALUI PROSES PARASIAL OKSIDASI BUTANA
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN"**

Mahasiswa tersebut tidak mendapatkan tugas perbaikan pada Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 29 Juli 2019 oleh Dosen Penguji:

Indralaya, Agustus 2019

Mengetahui,

Kelua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya,



Dr. Ir. B. Syaiful, DEA

NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Maleat anhidrat Melalui Proses Parsial Oksidasi Butana Kapasitas 70.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Sabrina Dwi Novembi di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 29 Juli 2019.

Indralaya, Agustus 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Prof. Ir. Subriyer Nasir, M.S., Ph.D
NIP. 196009091987031004
2. Ir. Rosdiana Moeksin, M.T
NIP. 195608311984032002
3. Ir. Siti Miskah, M.T
NIP. 195602241984032002
4. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T
NIP. 197502012000122001
5. Prahady Susmanto, S.T., M.T
NIP. 198208042012121001

(
(
(
(
(

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Versi bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Sabrina Dwi Novembi
NIM : 03031281520107
Judul Tugas Akhir : Pra rencana Pabrik Pembuatan Maleat anhidrat Melalui Parsial Oksidasi Butana Kapasitas 70.000 ton per tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil kerja saya didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Indralaya, Agustus 2019



Sabrina Dwi Novembi

NIM. 03031281520107

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur atas ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa berkat rahmat, nikmat, dan hidayah-Nya sehingga tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Maleat anhidrat dengan Parsial Oksidasi Butana Kapasitas 70.000 Ton per Tahun” ini dapat diselesaikan.

Tugas akhir ini dibuat sebagai syarat akhir mengikuti ujian sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Universitas Sriwijaya. Tugas akhir ini tidak dapat terselesaikan tanpa bantuan dan bimbingan serta dorongan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui laporan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
2. Dr. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
3. Ibu Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T., selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
4. Orang tua dan keluarga tercinta.
5. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
6. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2015 serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Akhir kata penulis berharap semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca dan semua pihak.

Indralaya, Juli 2019

Penulis

UCAPAN TERIMAKASIH

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dari berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu. Penulis banyak menerima bimbingan, petunjuk dan bantuan, serta dorongan dari berbagai pihak baik yang bersifat moral maupun material. Penulis mengucapkan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua tercinta dan keluarga besar yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis sampai akhirnya penulis menyelesaikan tugas akhir ini.
3. M. Dheo Alviansyah selaku teman, sahabat, dan salah satu *support* terbesar yang sudah menjadi tempat keluh kesah, meluangkan waktu, serta membantu dalam pengerjaan Tugas akhir ini untuk menuju tahap selanjutnya.
4. Bapak Dr. Ir. H. M. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, S.T , M.T selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6. Ibu Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang selalu mendukung serta memberi arahan dalam penyusunan tugas akhir.
7. Seluruh dosen dan Staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
8. Teman-teman seperjuangan Jurusan Teknik Kimia Angkatan 2015 terkhusus Atikah, Imet, Friskha, dan Ajeng yang telah menjadi penunjang dan keluarga selama perkuliahan 8 semester ini, semoga tali silahturahmi yang kita miliki tetap terjalin sampai kapan pun.
9. Serta masih banyak lagi pihak-pihak yang sangat berpengaruh dalam proses penyelesaian tugas akhir ini.

Inderalaya, Agustus 2019

Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL.....	v
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR NOTASI.....	vii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
BAB 1. PENDAHULUAN	
1.1.Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Isopropil Benzena	3
1.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia	5
BAB 2. PERENCANAAN PABRIK	
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	12
2.2. Pemilihan Kapasitas	13
2.3. Pemilihan Bahan Baku	14
2.4. Pemilihan Proses	15
2.5. Uraian Proses	15
BAB 3. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	
3.1. Lokasi Pabrik	20
3.2. Tata Letak Pabrik	22
3.3. Luas Area Pabrik	23
3.4. Pertimbangan Tata Letak Peralatan.....	28
BAB 4. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	
4.1. Neraca Massa	30
4.2. Neraca Panas	35
BAB 5. UTILITAS	
5.1. Unit Pengadaan <i>Steam</i>	44
5.2. Unit Pengadaan Air	45
5.3. Unit Pengadaan Listrik.....	50

5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	52
BAB 6. SPESIFIKASI PERALATAN.....	55
BAB 7. ORGANISASI PERUSAHAAN	
7.1. Struktur Organisasi.....	80
7.2. Manajemen Perusahaan.....	82
7.3. Tugas dan Wewenang	83
7.4. Kepegawaian	87
7.5. Sistem Kerja	87
7.6. Penentuan Jumlah Karyawan	88
BAB 8. ANALISA EKONOMI	
8.1. Keuntungan (Profitabilitas)	98
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	99
8.3. Total Modal Akhir.....	101
8.4. Laju Pengembalian Modal	103
8.5. Break Even Point (BEP).....	104
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	106
BAB 9. KESIMPULAN	107
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1 Sifat Fisika Udara.....	7
Tabel 2.1 Data Impor Maleat anhidrat di Indonesia	13
Tabel 3.1 Luas Area Pabrik.....	23
Tabel 5.1 Kebutuhan <i>Steam</i> Pemanas	44
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin.....	45
Tabel 5.3 Kebutuhan Listik.....	50
Tabel 7.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan Shift	88
Tabel 7.2 Perincian Jumlah Pekerja.....	90
Tabel 8.1 Angsuran Pengembalian Modal TCI.....	100
Tabel 8.2 Kesimpulan Analisa Ekonomi	106

DAFTAR GAMBAR

Halaman

Gambar 2.1	Grafik Data Impor Maleat anhidrat di Indonesia 5 Tahun Terakhir	11
Gambar 2.2	Diagram Alir Proses Pembuatan Maleat anhidrat.....	19
Gambar 3.1	Peta Lokasi Pembangunan Pabrik.....	22
Gambar 3.2	Lokasi Pembangunan Pabrik.....	23
Gambar 3.3	Teori Pendukung Penentuan Luas Area Pabrik	26
Gambar 3.4	<i>Layout</i> Tata Letak Pabrik	27
Gambar 3.5	<i>Layout</i> Tata Letak Peralatan.....	29
Gambar 7.1	Bagan Struktur Organisasi <i>Line</i>	81
Gambar 7.2	Bagan Struktur Organisasi Fungsional	81
Gambar 7.3	Bagan Struktur Organisasi <i>Line</i> dan Fungsional	82
Gambar 7.4	Struktur Organisasi Perusahaan	93
Gambar 8.1	<i>Useful Life Estimates</i>	95
Gambar 8.2	Indeks Harga Peralatan Tahun 2013 dan 2014	96
Gambar 8.3	Indeks Harga Peralatan Tahun 2015 dan 2016	97
Gambar 8.4	Indeks Harga Peralatan Tahun 2017	97
Gambar 8.5	Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP)	105

DAFTAR NOTASI

1. ABSORBER

A	=	Cross section area tower, m ²
BM	=	BM, kg/kmol
C _c	=	Tebal korosi maksimum, in
D	=	Diameter kolom, m
D _G , D _L	=	Difusivitas gas dan liquid, m ² /s
E _j	=	Efisiensi pengelasan
F _L , F _G	=	Koefisien transfer massa gas dan liquid, kmol/m ² .s
G	=	Kelajuan superfisial molar gas, kmol/m ² .s
G'	=	Kelajuan superfisial gas, kmol/m ² .s
H _{tG}	=	Tinggi unit transfer fase gas, m
H _{tL}	=	Tinggi unit transfer fase liquid, m
H _{tog}	=	Tinggi unit transfer overall, m
L	=	Kelajuan liquid total, kg/m ² .s
L'	=	Kelajuan superfisial massa liquid, kg/m ² .s
M	=	Rasio distribusi kesetimbangan
P	=	Tekanan desain, psi
S _{c_g} , S _{c_l}	=	Bilangan Schmidt gas dan liquid
Z	=	Tinggi packing, m
ΔP	=	Perbedaan tekanan, N/m ²
E	=	Energi tarik menarik molecular
ε _{Lo}	=	Fraksi volume liquid, m ² /m ³
μ _G , μ _L	=	Viskositas gas dan liquid, kg/ms
ρ _L , ρ _G	=	Densitas gas dan liquid, kg/m ³
σ _L	=	Tegangan permukaan liquid, N/m
Φ _{lt}	=	Total hold-up liquid

2. ACCUMULATOR

C	= Allowable corrosion, m
E	= Efisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	= Diameter dalam, Diameter luar, m
L	= Panjang accumulator, m
P	= Tekanan operasi, atm
S	= Working stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur operasi, K
t	= Tebal dinding accumulator, m
V	= Volume total, m ³
V _s	= Volume silinder, m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³

3. BELT CONVEYER

F	= Faktor friksi, <i>dimensionless</i>
L	= Panjang konveyer, ft
Lo	= Faktor belt, <i>dimensionless</i>
S	= Kecepatan belt aktual, ft/min
T	= Kapasitas Belt, ton/jam
ΔZ	= Beda Tinggi, ft
t	= Waktu tempuh antar <i>pulley</i>
W	= Berat idler, lb/ft

4. BLOWER

Q	= Laju Alir Volumetrik, ft ³ /s
OD	= Outside diameter, in
ID	= Inside diameter, in
ρ	= Densitas, kg/m ³
v	= Kecepatan udara , ft/s
P	= Daya yang digunakan, HP
η	= Efisiensi, %

5. COOLER / CONDENSER / HEATER / HEAT EXCHANGER / PARTIAL CONDENSER / REBOILER

A	= Area perpindahan panas, ft ²
a _a ,a _p	= Area pada annulus, inner pipe, ft ²
a"	= external surface per 1 in, ft ² /in ft
D _e	= Diameter ekivalen, in
f	= faktor friksi, ft ² /in ²
G _a	= Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam. Ft ²
G _p	= Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam. Ft ²
g	= percepatan gravitasi
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft ² F
j _h	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² F
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
R _d	= Dirt factor, Btu/jam ft ² F
R _e	= Bilangan Reynold
s	= Spesific gravity
T ₁ T ₂	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t ₁ t ₂	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T _c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t _c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U _c ,U _d	=Clean overall coefisient, design overall coefisient, Btu/jam ft ²
F	
W	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= viskositas, cp

6. FURNACE

q _n	= Neat heat release, Btu/jam
----------------	------------------------------

qr	= Radiant duty, Btu/jam
t_f, t_t	= Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
$A_{rt,a}$	= Luas area radiant section, luas tube, ft ²
OD	= Diameter luar tube, in
L	= Panjang tube, ft
Nt	= Jumlah tube
A_{cp}	= Cold plane surface, ft ²
V	= Volume furnace, ft ³
L_{beam}	= Mean beam Length, ft
E_g	= Gas emisivitas
q_s	= Heat loss fuel gas, Btu/jam
h_{cc}	= Koefisien konveksi, Btu/jam.ft ² °F
h_{cl}	= Koefisien gas radiant, Btu/jam.ft ² °F
h_{cw}	= Koefisien wall radiant, Btu/jam.ft ² °F
A_{cw}	= Wall area per row, ft ²
f	= Factor seksi konveksi
U_c	= Overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft ² °F
ρ_g	= Densitas fuel gas, lb/ft ³
G	= Mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft ²

7. KNOCK OUT DRUM

Q_v	= Debit uap, ft ³ /s
Q_l	= Debit liquid, ft ³ /jam
$U_{v \max}$	= Kecepatan uap maksimum, ft/s
$A_{v \min}$	= Minimum vessel cross section, ft ²
D_{\min}	= Diameter vessel minimum, m
L	= Ketinggian liquid, ft
V_s	= Volume shell, ft ³
V_h	= Volume head, ft ³
L	= Panjang vessel, m
r	= Jari-jari vessel, in
S	= Working stress allowable, psi

Ej	= Welding Joint Efisiensi
Cc	= Tebal korosi yang diizinkan, in
t _{shell}	= Tebal dinding, m
ID	= Inside diameter, m
OD	= Outside diameter, m

8. KOLOM DESTILASI

A	= Vessel area, m ²
A _a	= Active area, m ²
A _d	= Area downcomer, m ²
A _h	= Area, hole, m ²
A _n	= Area tower, m ²
C	= Faktor korosi yang diizinkan, m
C _{vo}	= Dry orifice coefficient, dimensionless
C _{sb}	= Kapasitas uap, m/det
D	= Diameter tower, m
D _s	= Designment space, m
E	= Joint efisiensi, dimensionless
E _o	= Overall tray pengelasan, dimensionless
e	= Total entrainment, kg/det
F	= Faktor flooding, dimensionless
F _{LV}	= Parameter aliran, dimensionless
f	= Faktor friksi
H	= Tinggi tower, m
HK	= Heavy Component
h _a	= Areated liquid drop, cm
h _f	= Height of froth, cm
h _{ow}	= Height liquid crust over weir, cm
h _w	= Tinggi weir, cm
L	= Tinggi liquid, m
LK	= Light component

P	= Tekanan desain, atm
Q	= Liquid bolumeterik flowrate, m/det
Qv	= Vapor bolumeterik flowrate, m/det
R	= Rasio refluks, dimensionless
R _m	= Rasio refluks minimum
S	= Working stress, atm
S	= Plate teoritis pada aktual refluks
S _m	= Stage teoritis termasuk reboiler
U _v	= Vapour velocity, m/det
ρ _g	= Densitas gas, kg/m ³
ρ _l	= Densitas liquid, kg/m ³

9. KOMPRESOR

N	= Jumlah <i>stage</i>
P ₁	= Tekanan masuk, bar
P ₂	= Tekanan keluar, bar
P _w	= Power, hp
Q	= Volumetrik flowrate, ft ³ /menit
R _c	= Rasio kompresi
T ₁	= Temperatur masuk, °C
T _{2,3}	= Temperatur keluar, °C
W	= Laju alir massa, kg/jam
η	= Efisiensi, %

10. POMPA

A	= Area alir pipa, in ²
ID	= Diameter optimum dalam pipa baja, in
D _{i opt}	= Diameter optimum pipa, in
G _c	= Percepatan gravitasi, ft/
H _{f suc}	= Total friksi pada suction, ft
H _{f dis}	= Total friksi pada Discharge, ft

Hd	= Discharge head, ft
Hs	= Suction head, ft
H _{fs}	= Friksi pada permukaan pipa, ft
H _{fc}	= Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
K _c	= Contraction loss, ft
K _e	= Expansion loss, ft
L	= Panjang pipa, m
L _e	= Panjang ekivalen pipa, m
ΔP	= Total static head, ft
V _L	= Volume fluida, lb/jam
V	= Kecepatan alir, ft/det
W _s	= Work shaft, ft lbf/lbm
f	= Faktor friksi
ρ	= Densitas, lb/ft ³
μ	= Viskositas, cp
ε	= Ekivalen roughness, dimensionless
η	= Efisiensi, dimensionless

11. PRILLING TOWER

a	= Thermal diffusivity, m ² /sec
Bi	= Biot number
C	= Hole coefficient
C _{p_g}	= Gas specific heat, J/kg.K
C _{p_l}	= Melt specific heat, J/kg.K
C _{p_s}	= Solid specific heat, J/kg.K
c _w	= Resistance coefficient (falling particle)
D	= Prill tower diameter, m
d _h	= Hole diameter, m
d _p	= Particle diameter, m
Fo	= Fourier number
Fr	= Froude number

g	= Kecepatan gravitasi, m/s ²
i	= Heat of fusion, J/kg
k	= Heat transfer coefficient, W/ m ² .K
k_c	= Overall heat transfer coefficient for prill cooling, W/ m ² .K
Nu	= Nusselt number
Pr	= Prandtl number
R	= <i>Sphere radius</i> , m
Re	= Reynolds number
T	= Temperature, °C
T_c	= Cooling medium temperature, °C
T_f	= Melt temperature, °C
T_o	= Melting point, °C
t_c	= Time for cooling, s
t_s	= Time for solidification, s
t_{s1}	= Uncorrected solidification time, s
t_{s2}	= Corrected solidification time, s
v_a	= Absolute velocity, m/s
v_h	= Hole velocity, m/s
v_p	= Particle terminal velocity, m/s
v_r	= Relative velocity, m/s
λ_g	= Gas thermal conductivity, W/m ² .K
λ_l	= Melt thermal conductivity, W/m ² .K
λ_s	= Solid thermal conductivity, W/m ² .K
μ_g	= Gas dynamic viscosity, Ns/m ²
μ_l	= Melt dynamic viscosity, Ns/m ²
ν_l	= Melt kinematic viscosity, m ² .s
ρ_g	= Gas specific mass, kg/m ³
ρ_l	= Melt specific mass, kg/m ³
ρ_s	= Solid specific mass, kg/m ³
σ	= Surface tension, N/m
τ_E	= Corrected dimensionless solidification time

τ_{Emin} = Uncorrected dimensionless solidification time
 Φ_p = Production, kg/jam
 α_o = Heat transfer coefficient (gas/prills), W/m².K

12. REAKTOR

σ_A = Diameter molekul A, m
 σ_B = Diameter molekul B, m
 a'' = *Flow area*, m²
 A_t = Luas keseluruhan jumlah tube, m²
 A_f = Free area, m²
 A_s = Area shell, m²
 a'_t = Luas area per tube, m²
 B = Baffle spacing
 C_{Ao} = konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m³
 C = Tebal korosi yang dizinkan, atm
 D_K = Diameter katalis, cm
 D_T = Diameter tube, in
 D_s = Diameter shell, m
 F_{Ao} = Laju alir umpan, kmol/jam
 g = Gravitasi
 H_r = Tinggi Reaktor, m
 ID = Inside Diameter, m
 k = Konstanta laju reaksi, m³/kmol.s
 L_t = Panjang tube, m
 M_{fr} = Laju alir massa umpan, kg/h
 N = Bilangan Avogadro
 N_t = Jumlah Tube
 OD = Outside Diameter, m
 P = Tekanan, atm
 P_T = tube pitch, atm
 Q_f = Volumetric Flowrate Umpang

Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur, °C
t	= Tebal dinding vessel
V_f	= Total free volume, m ³
V_K	= Volume katalis, m ³
V_S	= Volume shell, m ³
V_t	= Volume reaktor, m ³
V_{TR}	= Volume tube reaktor, m ³
W_k	= Berat katalis
X	= Konversi
ρ	= Densitas
ε_A	= Voidage
φ	= Porositas Katalis
σ	= Diameter Partikel, cm
ΔP_b	= Pressure Drop, kPa

13. SILO TANGKI

G	= Laju Alir Massa, kg/jam
V_t	= Kapasitas tangki
ρ_s	= Densitas zat, kg/m ³
g	= Percepatan gravitasi, kg/m ³
d_{eff}	= Diameter effektif keluaran silo, m
H	= Tinggi tangki, m
h	= Tinggi <i>conical</i> , m
Ht	= Tinggi total tangki, m
D	= Diameter tangki, m
PD	= Tekanan desain silo tangki, psi
ts	= Tebal silinder, in
P	= Tekanan design, psi
r	= Jari-jari kolom, ft

f = *Working stress allowable*, psia

E = *Welding Joint Efficiency*

C = Faktor korosi, in

14. TANKI

C = Tebal korosi yang diizinkan, m

D_T = Diameter tanki, m

E = Efisiensi penyambungan, dimensionless

H_s = Tinggi silinder, m

H_T = Tinggi tanki, m

h = Tinggi head, m

P = Tekanan operasi, atm

S = Working stress yang diizinkan, atm

t = Tebal dinding tanki, m

V_s = Volume silinder, m^3

V_e = Volume elipsoidal, m^3

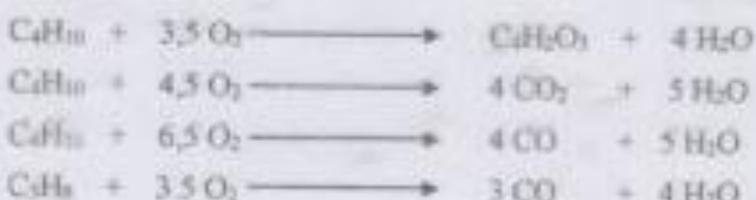
V_t = Volume tanki, m^3

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1. PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	108
LAMPIRAN 2. PERHITUNGAN NERACA PANAS	142
LAMPIRAN 3. SPESIFIKASI PERALATAN	210
LAMPIRAN 4. PERHITUNGAN EKONOMI.....	437

ABSTRAK

Pabrik Maleat anhidrat direncanakan berlokasi di daerah Kota Boetang, Provinsi Kalimantan Timur, Indonesia. Pabrik ini meliputi area seluas 5 Ha dengan kapasitas 75.000 ton per tahun. Proses pembuatan Maleat anhidrat dilakukan dengan mereaksikan butana dan oksigen dengan bantuan katalis *Vanadium Phosphorous Oxide* (VPO) yang berlangsung secara eksotermis di reaktor tipe *Fixed bed Multitubular Reactor* pada temperatur 390°C dan tekanan 2 atm dengan reaksi sebagai berikut:



Setelah melalui tahap separasi dan purifikasi, dilakukan tahap pemutiran sehingga diperoleh maleat anhidrat dalam bentuk padat dengan kemurnian 99,50%wt.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan jumlah karyawan 170 orang.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik Maleat anhidrat dinyatakan layak untuk didirikan dengan analisa ekonomi sebagai berikut:

- | | |
|---------------------------------|------------------------|
| 1) Investasi | = US \$ 108.877.095,50 |
| 2) Hasil penjualan per tahun | = US \$ 125.056.709,18 |
| 3) Biaya produksi per tahun | = US \$ 69.720.822,77 |
| 4) Laba bersih per tahun | = US \$ 35.968.326,17 |
| 5) Pay Out Time | = 2,22 tahun |
| 6) Rate of Return on Investment | = 33,04% |
| 7) Discounted Cash Flow | = 58,50% |
| 8) Break Even Point | = 33,77% |
| 9) Service Life | = 11 tahun |

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. N. Syaiful, DEA.
NIP. 195810031986031003

Indralaya, Agustus 2019
Disetujui Oleh,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Jr. Hj. Rosdiana Mocksin, M.T
NIP. 195608311984032002

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang, dengan mempunyai banyak potensi. Salah satunya adalah potensi bahan alam yang tersedia melimpah di negara ini. Bila potensi diolah dengan baik tentunya dapat menjadi penyokong perekonomian. Tidak bisa dipungkiri bahwa perekonomian Indonesia dari waktu ke waktu mengalami perubahan yang signifikan. Karena mulai di rambahnya perindustrian untuk dapat bersaing dalam pasar global, seperti industri kimia. Salah satunya maleat anhidrat ($C_4H_2O_3$) atau disebut juga *2,5-furodione* yang sedang coba dirambah oleh perindustrian negara kita.

Bahan ini banyak digunakan dalam industri kimia seperti, *fiber glass*, *alkyl resin*, *agricultural chemical* sebagai bahan pembuatan pestisida jenis *malathion*, *lubricant additive* dan lain-lain. Maleat anhidrat juga merupakan produk yang berfungsi sebagai bahan baku dari produk lainnya seperti *fumaric acid* dan *maleic acid*. Bahan kimia ini banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan *unsaturated polyester resin* (Weissermel, 1997).

Dari paparan diatas terlihat bahwa maleat anhidrat memiliki potensi yang cukup menjanjikan jika diproduksi dalam skala industri. Tentunya pendirian pabrik maleat anhidrat nantinya dapat memberi dampak positif bagi devisa negara, karena pabrik ini tergolong sedikit untuk negara berkembang, seperti Indonesia. Salain untuk memberikan pengaruh yang cukup signifikan bagi perekonomian, juga untuk memenuhi kebutuhan akan maleat anhidrat baik dalam negeri maupun luar negeri.

Pemanfaatan bahan baku lokal (dalam negeri) dalam perancangan pabrik dengan orientasi baik pasar dalam maupun luar negeri akan menjadi usaha untuk mengurangi pertumbuhan negatif dari industri kimia mengingat semakin meningkatnya nilai kurs dolar sekarang ini. Pembangunan Indonesia dapat di titik beratkan pada bidang ekonomi dengan sasaran utama tercapainya keseimbangan antara sektor pertanian dan sektor industri, terutama industri kimia. Dengan berkembangnya industri kimia diharapkan Indonesia mampu meningkatkan

perekonomian dan kesejahteraan rakyat, serta menjadi salah satu negara produsen ahan-bahan kimia yang berguna bagi pengembangan biaya impor uanh dihitung berdasarkan *kurs dollar*, sehingga mampu meningkatkan devisa negara.

Berdasarkan sumber yang didapatkan bahwa perusahaan yang memproduksi maleat anhidrat di Indonesia salah satunya yaitu PT. Petrowidada yang berada di Gresik provinsi Jawa Timur. Produksi tersebut tidak cukup untuk memenuhi kebutuhan maleat anhidrat di Indonesia. Untuk mencukupi kebutuhan maleat anhidrat yang tinggi, Indonesia mengimpor maleat anhidrat dari luar negeri. Oleh karena itu, diperlukannya pendirian pabrik maleat anhidrat untuk memenuhi kebutuhan maleat anhidrat di Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Maleat anhidrat ($C_4H_2O_3$) merupakan bahan antara (*intermediate*) yang penting dalam industri. Bahan kimia ini digunakan terutama sebagai bahan baku pembuatan *unsaturated polyester resin*. Resin tersebut kemudian digunakan sebagai bahan baku dalam permbuatan *fiberglass* agar kuat tetapi ringan dan tahan terhadap korosi, seperti pembuatan kapal, mobil, peralatan elektronik, dan lainnya.

Maleat anhidrat pertama kali disintesis pada tahun 1830-an, tetapi tidak diproduksi secara komersial sampai tahun 1930. Senyawa ini awalnya dikomersialkan pada tahun 1930-an melalui oksidasi benzena selektif. Sebelum tahun 1930 maleat anhidrat dibentuk hanya dalam jumlah kecil sebagai produk samping dari *phthalic anhydride*. Penggunaan benzena sebagai bahan baku untuk produksi maleat anhidrat dominan di pasar dunia hingga tahun 1980-an.

Namun, penggunaan benzena mulai berubah dan digantikan oleh n-butana pada tahun 1974 karena efek *toxic* dan aspek ekonomi. Beberapa proses telah digunakan untuk produksi maleat anhidrat dari benzena dengan yang paling umum sampai desain ilmiah. Munculnya *patent* untuk oksidasi katalitik benzena ditambah dengan peningkatan katalis *vanadium oxide* merupakan bagian internal dari penciptaan proses yang layak secara komersial untuk maleat anhidrat (Timothy et al., 2001).

Awalnya, maleat anhidrat diproduksi oleh oksidasi parsial dari benzena menggunakan katalis *vanadium oxide*. Peningkatan diatur secara ketat oleh EPA dan OSHA dikarenakan harga benzena sebagai bahan baku cukup mahal dan bersifat

bahaya. Upaya untuk menemukan pengganti yang sesuai telah dilakukan. Faktor-faktor ini menyebabkan produksi komersial pertama maleat anhidrat dari butana di pabrik J. F. Queeny Monsanto pada tahun 1974.

Pada tahun 1983, Monsanto memulai menggunakan oksidasi butana pertama untuk pabrik maleat anhidrat yang menggabungkan pengumpulan produk berbasis pelarut yang efisien energi dan sistem pemurnian. Pabrik ini merupakan fasilitas produksi maleat anhidrat terbesar didunia pada tahun 1983 dengan kapasitas 59.000 ton/tahun. Kemajuan teknologi katalis, peningkatan tekanan peraturan, dan keunggulan biaya berkelanjutan dari butana lebih dari benzena telah menyebabkan konversi yang cepat dari benzena menjadi *plant* berbasis butana.

Pertengahan tahun 1980-an di Amerika Serikat 100% produksi maleat anhidrat menggunakan bahan baku butana. Selama bertahun-tahun, n-butana telah digunakan dengan hasil yang semakin sukses dan secara bertahap menyalip benzena sebagai rekatan pilihan (Timothy et al., 2001).

Sementara itu, Eropa juga telah mengkonversi dari teknologi maleat anhidrat berbasis benzena menjadi butana mulai dari pembangunan fasilitator berbasis butana baru oleh CONDEA Hunstman, Pantochim, dan Lonza. Pertumbuhan dalam industri beralih ke rute *butana-to-maleic anhydride*, biasanya dengan mengorbankan produksi berbasis benzena. Sampai dengan tahun 2006, hanya beberapa pabrik yang masih menggunakan benzena sebagai bahan bakunya.

Kebutuhan maleat anhidrat di dunia semakin meningkat sepanjang tahun. Selama beberapa tahun terakhir ini, pemakainnya di seluruh dunia meningkat rata-rata 5,8% per tahun. Pertumbuhan terbesar berlangsung di Asia. Diperkirakan permintaan maleat anhidrat akan terus meningkat menjadi 3,1% di Amerika Serikat dan 7-8 % di Asia tiap tahunnya.

1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan Maleat Anhidrat

Secara umum, maleat anhidrat dibuat dengan proses oksidasi katalitik fase uap dengan campuran udara dan hidrokarbon. Ada tiga macam metode yang dilakukan untuk memproduksi maleat anhidrat yang digunakan pada skala industri, yaitu oksidasi benzena, butana, dan butena.

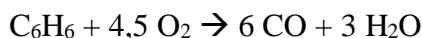
1.3.1. Oksidasi Benzena

Proses oksidasi benzena merupakan cara paling lama yang digunakan untuk memproduksi maleat anhidrat, karena reaksi yang berjalan sangat eksotermis maka menggunakan katalis padat *vanadium oxide* yang diletakkan dalam *multitube* dengan pendinginan dari suatu larutan yang disirkulasi melalui *shell side* dari reaktor.

Reaksi:



Reaksi samping:

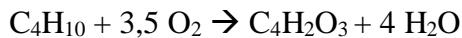


Recovery gas maleat anhidrat yang terbentuk dicairkan dengan menggunakan kondensasi parsial, sedangkan gas yang belum terkondensasi dialirkan ke *absorber* untuk dicuci sebagai maleat anhidrat dan proses selanjutnya dilakukan proses pemurnian. Dalam proses *recovery* timbul suatu permasalahan dimana terjadi isomerisasi maleat anhidrat yang pada akhirnya akan menghasilkan *fumaric acid*. Isomerisasi ini dapat dihindari dengan menggunakan waktu tinggal yang lebih pendek (Kirk & Othmer, 1978).

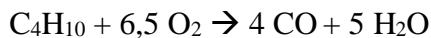
1.3.2. Oksidasi Butana

Maleat anhidrat dengan oksidasi butane diproduksi komersial oleh Monsanto Co pada tahun 1974 dengan menggunakan katalis *vanadium phosphorus oxide* (VPO) reaksi yang berjalan sangat ekotermis.

Reaksi:



Reaksi samping:



Adapun kondisi operasi 390 – 430°C dan tekanan diatas tekanan atmosfer yaitu 100-200 kPa. Konsentrasi n-butana dibatas >1,7% mol agar tetap dibawah *flammable limit* butana. Dalam pembentukan maleat anhidrat dengan reaksi oksidasi merupakan

reaksi eksotermis. Panas eksotermis reaksi yaitu 390-430°C. reaksi butana menjadi maleat anhidrat mencapai *yield* maksimum pada konversi 85% (Kirk & Othmer, 1978).

1.3.3. Oksidasi Butana

Sedikit pabrik yang menggunakan bahan baku butana sebagai bahan baku dalam pembuatan maleat anhidrat, karena reaksi yang terjadi merupakan reaksi analog dengan reaksi butana.

Proses oksidasi benzene hanya bisa dilakukan dalam *fixed bed reactor*. Sedangkan untuk oksidasi butana dan butene dapat menggunakan *fixed bed reactor*, *fluidized bed*, serta *transport bed reactor* (Kirk & Othmer, 1978).

1.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia

Zat kimia memiliki karakteristik masing-masing yang membedakan suatu zat dengan zat lain, akan tetapi tidak sedikit pula zat-zat yang mempunyai persamaan sifat dengan zat lain sehingga dapat dimasukkan dalam satu golongan. Karakteristik zat ini akan menentukan bagaimana zat tersebut dapat dimanfaatkan.

Sifat-sifat suatu zat dapat dibagi menjadi sifat fisika dan sifat kimia. Adapun sifat fisika dan kimia dari zat yang digunakan sebagai berikut:

1.4.1. n-Butana

a) Sifat fisika n-butana

Rumus kimia	: C ₄ H ₁₀
Berat molekul	: 58,124 kg/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: -0,6°C
Titik lebur	: -135°C
Densitas (32,15°C)	: 2,4553 kg/m ³
Tekanan kritis	: 36 atm
Temperatur kritis	: 153°C
Viskositas	: 1,17 cP
Panas pembentukan	: -29,812 Kkal/mol
Panas penguatan	: 86,63 Kkal/mol

b) Sifat kimia n-butana

Butana memiliki isomer cis dan trans bentuk trans relatif lebih stabil dibandingkan bentuk cis dan *prosentase isomer trans* lebih kecil pada suhu rendah. Sehingga distribusi isomer tergantung pada suhu. Pada suhu rendah butana terisomerisasi membentuk isobutana menggunakan katalis *alumunium chlorida*.

Butana merupakan alkana yang mempunyai kesamaan reaksi dengan anggota alkana yang lain, seperti berikut:

1. Halogenasi

Klorida dan Bromida mengonversi butana menjadi klorobutana atau bromobutana. Reaksi berjalan pada temperatur 250-400°C atau dengan bantuan sinar. Halogenasi butana menghasilkan dua isomer yaitu *1-bromo butana* dan *2-bromo butana* atau *1-kloro-butana* dan *2-kloro-butana*. Persentase isomer terhantung halogen yang digunakan,

2. *Cracking*

Dengan proses ini butana diubah menjadi *-diena* seperti *1-butana*, *2-butana*, *1,3-butadiena*.

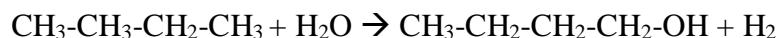
3. *Thiopene*

Diproses dengan cara sintesa industri dengan teaksi antara sulfur dan butana dengan kondisi operasi 560°C.

4. Nitrasa

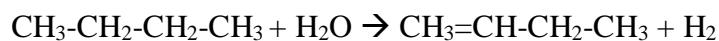
Dengan perbandingan reaktan butana : asam nitrat= 15:1 menghasilkan nitrobutana

5. Hidrolisa



6. Dehidrogenasi

Reaksi ini akan mengubah ikatan dalam butana dari tak rangkap menjadi rangkap dua.



(Kirk & Othmer, 1978)

1.4.2. Udara

Udara miliki persentase $N_2 : O_2 = 79 : 21$ (% mol)

a) Sifat fisika udara

Tabel 1.1. Sifat Fisika Udara

Sifat	N_2	O_2
Kenampakan	Tidak berbau	Tidak berbau
Berat molekul (kg/mol)	28,031	32,01
<i>Specific gravity</i>	12,5	1,71
Titik didih ($^{\circ}C$)	-195,9	-1833
Titik beku ($^{\circ}C$)	-209,68	-214,8
Suhu kritis (K)	126,2	154,6
Tekanan Kritis (bar)	3,3	50,5
Volume kritis (m^3/mol)	0,089	0,73
Density (kg/m ³)	809	1149

(Sumber: Perry, 1997)

b) Sifat kimia udara

1. Oksigen bereaksi dengan semua elemen kecuali dengan gas He, Ne, dan Ar.
2. Oksigen akan melepas elektron negatif valensi dua dalam kombinasi dengan elemen kimia lainnya.
3. Untuk elemen tertentu seperti logam alkali dan rubidium, energy aktivasi pada suhu kamar emencukupi sehingga terjadi reaksi spontan.
4. Pada suhu rendah da nada katalis, oksigen akan bereaksi dengan kimia organic menghasilkan *oxygenated hydrocarbon*.
5. Jika direaksikan dengan bahan bakar seperti *petroleum oil*, batubara, atau *natural gas* akan menghasilkan produk panas CO_2 , H_2O , dan sisa udara (N_2 dan O_2).

(Perry, 1997)

1.4.3. Maleat anhidrat

a) Sifat fisika maleat anhidrat

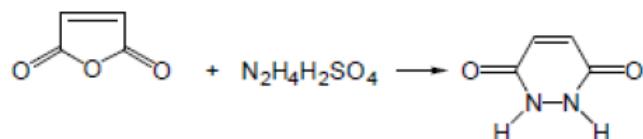
Rumus kimia	: C ₄ H ₂ O ₃
Berat molekul	: 98 gr/mol
Titik lebur	: 52,85°C
Titik didih	: 202°C
Panas pembentukan	: -470,41 kJ/mol
Panas pembakaran	: -1,39 kJ/mol
Panas penguapan	: 54,8 kJ/mol
Kapasitas panas padat	: 1,21 kJ/kg.K
Kapasitas panas cair	: 1,67 kJ/kg.K

b) Sifat kimia maleat anhidrat

1. Amidasi

Maleic anhydride bereaksi dengan amoniak primer dan sekunder membentuk mono atau di *amides*. Amoniak primer dan *anhydride* membentuk asam amio yang mana dapat terhidrasi membentuk *imede*, *isoimede* atau *polimede*, tergantung pada kondisi operasi yang dijalankan.

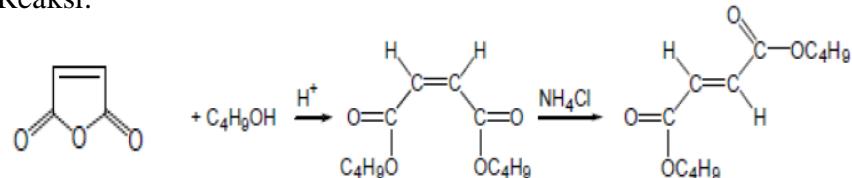
Reaksi:



2. Esterifikasi

Mono dan *dialkyl maleat* dan *fumarat* dibuat dengan pemanasan alkohol dengan *maleic anhydride*. *Esterifikasi* biasanya dengan menggunakan katalis asam.

Reaksi:



3. Reaksi radikal bebas

Radikal *mukleophilic* ditambahkan pada *maleic anhydride* membentuk *alkyl succinic anhydride*.

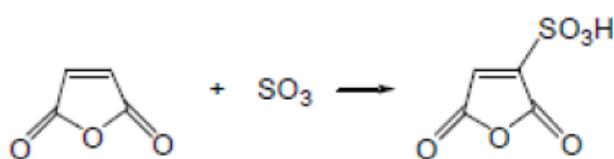
4. Halogenasi

Mono maleic anhydride dapat dibuat dengan *chlorinasi maleic anhydride*.

5. Sulfonasi

Terjadi antara *sulfur trioksida* dan *maleic anhydride*.

Reaksi:



(Kirk & Othmer, 1978)

1.4.4. Karbon Dioksida

Rumus Molekul	: CO ₂
Berat Molekul	: 44,00 gr/mol
Fase	: Gas
Warna	: Tidak bewarna
Titik Didih	: - 78,5 °C
Titik beku	: -56,6 °C
Densitas	: 1,153 kg/m ³
Energi Pembentukan	: - 393,77 KJ/mol
Energi Bebas	: -22,6224 KJ/mol
Kapasitas Panas	: 19,975 + 7,343 · 10 ⁻² T + 5,601 · 10 ⁻⁵ T ² + 1,715 · 10 ⁻⁸ T ³ KJ/Kmol.K
Tekanan Uap	: ln P = 22,3878 - $\frac{3103,09}{(T - 0,16)}$ mmHg

1.4.5. Karbon Monoksida

Rumus Molekul	: CO
Berat Molekul	: 28,00 gr/mol
Fase	: Gas
Warna	: Tidak bewarna
Titik Didih	: - 192 °C
Titik beku	: -205,1 °C
Densitas	: 0,968 kg/m ³
Energi Pembentukan	: - 110,62 KJ/mol
Energi Bebas	: - 7,87392 KJ/mol
Kapasitas Panas	: $30,869 - 1,285 \cdot 10^{-2}T + 5,601 \cdot 10^{-5}T^2 + 1,271 \cdot 10^{-8}T^3$ KJ/Kmol.K
Tekanan Uap	: $\ln P = 14,3686 - \frac{530,22}{(T - 13,15)}$ mmHg

1.4.6. Air

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18,016 gr/mol
Fase	: Liquid
Warna	: Tidak bewarna
Titik Didih	: 100 °C
Densitas	: 2,66 kg/m ³
Energi Pembentukan	: -242,00 KJ/mol
Energi Bebas	: 7,43856 KJ/mol
Kapasitas Panas	: $32,243 - 1,923 \cdot 10^{-3}T + 1,055 \cdot 10^{-5}T^2 + 3,396 \cdot 10^{-9}T^3$ KJ/Kmol.K
Tekanan Uap	: $\ln P = 18,33036 - \frac{3816,44}{(T - 16,13)}$ mmHg

1.4.7. Dibutyl Pthalate

Rumus Molekul	: C ₆ H ₄ (CO ₂ C ₄ H ₉) ₂
Berat Molekul	: 278,34 gr/mol
Fase	: Liquid
Titik Didih	: 355 °C
Titik beku	: -35,2 °C
Densitas	: 1,589 kg/m ³
Energi Pembentukan	: - 44,628 KJ/mol
Energi Bebas	: -18,5688 KJ/mol
Kapasitas Panas	: 1,880 + 1,293T + 6,121.10 ⁻⁴ T ² + 6,971. 10 ⁻⁸ T ³ KJ/Kmol.K
Tekanan Uap	: ln P = 16,9539 - $\frac{4552,47}{(T - 138,10)}$ mmHg

1.4.8. Asam Maleat

Rumus Molekul	: C ₆ H ₄ O ₄
Berat Molekul	: 116,1 gr/mol
Fase	: Liquid
Titik Didih	: 135°C
Titik Leleh	: 138,5°C
Densitas	: 1,59 g/cm ³
Energi Pembentukan	: - 44,628 KJ/mol
Kapasitas Panas	: -170,2 + 2,2916T + 4,5516.10 ⁻³ T ² + 3,393. 10 ⁻⁶ T ³ KJ/Kmol.K
Tekanan Uap	: ln P = 15,4531 - $\frac{4761,02}{(T - 70,16)}$ mmHg

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2015. *Indeks Ekspor dan Impor Komoditi Indonesia 2010-2017*. (online). [http://www.bps.go.id/website/tabelExcelIndo/ indo_20_1458.xls](http://www.bps.go.id/website/tabelExcelIndo/indo_20_1458.xls). (Diakses pada tanggal 19 Januari 2019).
- Benuaji, P. 2016. *Perencanaan Tata Letak Pabrik*. Yogyakarta: Universitas Islam Indonesia.
- CEPCI. 2017. *Chemical Engineering Plant Cost Index*. (online). <http://cepci.co.id>. (Diakses pada tanggal 10 Juni 2019)
- Coulson dan Richardson's., 2003. *Chemical Engineering Volume VI 3th Edition*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Diskominfo dan Statistik Kota Bontang. 2019. *Aspek Geografi*. (online). <http://www.bontangkota.go.id/geografis/>. (Diakses pada tanggal 20 Juni 2019).
- Evans, F. L. 1974. *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants Volume II 2nd Edition*. Houston: Gulf Publishing Company.
- Felder, R. M. dan Rousseau R. W. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Fogler, H. S. 2001. *Elements of Chemical Reaction Engineering 3th edition*. New Jersey: Prentice Hall PTR
- Green, A. 2019. *The Intersection of Energy and Machine Learning*. (online). www.adgefficiency.com/energy-basics-hhv-versus-lhv/. (Diakses pada tanggal 1 Juni 2019)
- Greet. 2011. *Biomass Energy Data Book*. Argonne: Argonne National Laboratory.
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kern. D.G. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: International Edition Mc Graw Hill Book Company.
- Kirk, K.E, dan Other, D.F. 1978. *Encyclopedia of Chemical Technology Volume IX 3rd Edition*. New York: John Willey and Sons Inc.

- KLM Technology Group. 2011. *Layout and Spacing (Project Standards and Specification)*. (online). www.klmtechgroup.com. (Diakses pada Tanggal 21 Februari 2019)
- Kementerian Pekerjaan Umum dan Perumahan Rakyat Republik Indonesia. 2018. Kebutuhan Air Domestik dan Non-domestik. (online). www.pu.go.id. (Diakses pada tanggal 20 Juni 2019).
- Levenspiel, O. 1973. *Chemical Reaction Engineering, 2nd edition*. John Wiley and Sons, New York.
- Matche. 2019. *Data Harga Peralatan*. (online). <http://www.matche.com>. (Diakses pada 2 Juni 2019)
- Mc Cabe, Smith, dan Harriot. 1986. *Unit Operation of Chemical Engineering, 4th Edition*. Tokyo: Mc Grow Hill Book Company.
- Mc Ketta, J. J. dan Cunningham, W. A. 1977. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design Volume V*. New York: Marcel Dekker Inc.
- Perry, R. H, dan Greeen, D. W. 1997. *Perry's Chemical Engineers Handbooks 7th edition*. New York: Mc Graw Hill Book.
- Peter, M.S., dan Timmerhaus, K.D. 1981. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering, 3rd edition*. New York: Mc Graw Hill International Book Company.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., dan Abbot, M. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Boston: McGraw Hill.
- Standar Nasional Indonesia. 2000. *Tentang Konservasi Energi Pada Sistem Pencahayaan*. SNI 03-6197-2000.
- Taba, E., S. M. Avail., dan M. A. Moosavian. 2018. Selective Oxidation of n-butane to Maleic anhydride over Vanadium Phosphorus Oxide (VPO) Catalyst. *International Journal of Engineering Science*. 16(2): 135-143.
- Timothy, R., dkk. 2001. *Maleic Anhydride, Maleic Acid, and Fumaric Acid*. Hustaman Petrochemical Corporation.
- Treyball, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation, 3rd edition*. Singapore: Mc GrawHill Book Company.

- Ulfah. N. 2015. *Jenis-Jenis Struktur Organisasi*. Yogyakarta: Universitas Gadjah Mada.
- United National Environment Program. 2018. *Energy Efficiency Guide for Industry in Asia*. (online). www.energyefficiencyasia.org (Diakses pada Tanggal 1 Juni 2019)
- Vibrant, F. C., dan Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design Volume IV 4th Edition*. New York: McGraw-Hill International Book Company.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Boston: Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering.
- Wei, F., dkk. 2018. *The Process and Apparatus for The Selective Oxidation of n-Butane to Maleic anhydride*. CN 108546256 A. 18 September 2018.
- White, J. E., Coshocton, dan Ohio. 1978. *Recovery of Maleic anhydride*. US Patent 1978/ US 4.118.403. 3 Oktober 1978.
- Yaws, C.L., 1996. *Handbook Of Thermodynamic Diagrams Vaolume IV*. Texas: Gulf Publishing Company.