

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGAJUAN.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR ARTI LAMBANG	vii
DAFTAR ALAT.....	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL.....	xvi
INTISARI	xvii
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
A. Latar Belakang	1
B. Lokasi Pabrik	1
C. Pemilihan Kapasitas Produksi.....	3
D. Tinjauan Pustaka.....	6
BAB II. PROSES PRODUKSI.....	15
A. Proses Penyiapan Bahan Baku.....	15
B. Seksi Sintesa Etilene Oksida.....	15
C. Diagram Alir	21
D. Tata Letak Pabrik.....	24
E. Tata Letak Alat	26
F. Spesifikasi Alat Proses.....	27
BAB III. NERACA MASSA	35
BAB IV. UTILITAS	37
A. Air	37
B. Steam.....	37
C. Listrik.....	37
D. Bahan Bakar.....	37
E. Udara Tekan.....	38

BAB V. MANAJEMEN PERUSAHAAN	40
A. Bentuk Badan Usaha.....	40
B. Organisasi	41
C. Evaluasi Ekonomi	47
KESIMPULAN.....	50
DAFTAR PUSTAKA	51
LAMPIRAN.....	53

DAFTAR DAN ARTI LAMBANG

MENARA DISTILASI

A_d	= Luas <i>downcomer</i> , m^2
A_h	= Luas lubang perforated total, m^2
A_p	= Luas penampang pipa nozle, m^2
A_t	= Luas down menara, m^2
A_T	= Luas penampang, m^2
B	= Bottom
B_i	= Kecepatan massa Residu reboiler, kmol /jam
C	= Konstanta
C_o	= Koefisien uap lewat lubang perforated
D	= Distilat
D_i	= Kecepatan mol komponen i pada distilat, kmol/jam
D_{ir}	= Kecepatan mol komponen i pada residu, kmol/jam
D_{nozzle}	= Diameter pipa nozzle, m
d_o	= Diameter lubang perforated, m
D_t	= Diameter menara, m
Eff	= Efisiensi plate
F	= Umpan
Flv	= Parameter kecepatan flooding
H_L	= Tinggi cairan, m
H_1	= Tinggi penyangga, m
H_2	= Tinggi ruang kosong bawah, m
H_3	= Tinggi Tray, m
H_4	= Tinggi ruang kosong atas, m
h_o	= Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated, m
h_{ow}	= Tinggi cairan diatas weir, m
Ht	= Tinggi total, m
hw	= Tinggi weir, m
ht	= Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka, in
L	= Kecepatan massa fase cair, kg /jam

L_i	= Kecepatan mol masing masing komponen, kmol /jam
L_{ir}	= Kecepatan massa fase cair masuk reboiler, kmol /jam
l_w	= Panjang weir, m
M_{wv}	= Massa molekul uap, kg /kmol
N	= Jumlah stage
N_{aktual}	= Jumlah plate aktual
N_{min}	= Jumlah plate minimum
N_{ideal}	= Jumlah plate ideal
N_S	= Jumlah plate seksi stripping
N_r	= Jumlah plate seksi rectifying
Pitch	= Jarak antar 2 lubang perforated, m
P_t	= Tekanan total, bar
q	= Kondisi thermal umpan
Q_{uap}	= Kcepatan volume uap, m^3/s
R	= Reflux
R_g	= Konstanta gas ideal, $m^3 \cdot bar / kmol K$
R_{min}	= Reflux minimum
R_{op}	= Reflux operasi
T	= Suhu operasi, K
U_f	= Kecepatan uap maksimum, m/ s
U_h	= Kecepatan linear uap melewati lubang perforated, ft /s
U_{op}	= Kcepatan operasi uap, m /s
U_v	= Kecepatan supervisial uap, ft/s
V	= Kecepatan mol uap total, kmol /jam
V_g	= Kecepatan massa fase gas, kg /jam
V_i	= Kecepatan mol masing masing komponen, kmol /jam
V_{ir}	= Kecepatan massa fase uap keluar reboiler, kmol /jam
V_L	= Volume cairan
v_{lin}	= Kecepatan linear fluida masuk dalam nozzle, m /s
x_d	= Fraksi mol masing masing komponen pada distilat
x_{hk}	= fraksi mol komponen berat
x_i	= fraksi mol masing-masing komponen
x_{lk}	= fraksi mol komponen ringan
x_{mass}	= Fraksi massa

x_o	= Fraksi mol masing masing komponen pada cairan reflux
y_i	= Fraksi mol masing masing komponen
Δ	= Kemiringan ketinggian cairan diatas tray
ΔHT	= Pressure drop total, m
α	= <i>Relative volatility</i> komponen i
α_{av}	= Volatilitas relatif rerata
β	= Faktor areasi
Θ	= Konstanta Underwood
ρ_g	= Rapat massa fase uap, kg/m^3
ρ_l	= Rapat massa fase cair, kg/m^3
ρ_m	= Rapat massa campuran, lb /ft^3
τ	= Tegangan muka, dyne /cm

ALAT PENUKAR PANAS

A	= Luas perpindahan panas, m^2
a_s	= luas area shell, m^2
a_t	= luas area tube, m^2
B	= jarak baffle, m
C''	= Clearence, m
$C_{p_{ig}}$	= Kapasitas panas komponen fasa gas, kJ/kg K
$C_{p_{il}}$	= Kapasitas panas komponen fasa cair, kJ/kg K
C_{p_w}	= Kapasitas panas air, kJ/kg K
$C_{p_{avg}}$	= Kapasitas panas rata-rata, kJ/kg K
C_{p_l}	= kapasitas panas embunan, kJ/kg K
D_{ab}	= diffusivitas bahan kondensabel, m^2 / s
D_e	= Diameter Ekuivalen, m
F	= kecepatan mol umpan masuk, kgmol/jam
f	= Faktor friksi
G_s	= Flux massa pada shell, $\text{kg/m}^2\text{s}$
G_t	= Flux massa pada tube, $\text{kg/m}^2\text{s}$
h_o	= Koefisien perpindahan panas dalam shell, $\text{kJ/m}^2 \text{ s K}$
h_{i_o}	= Koefisien perpindahan panas dalam tube, $\text{kJ/m}^2 \text{ s K}$

Id_s	= diameter dalam shell, m
ID	= Diameter dalam pipa, m
k_{avg}	= Konduktivitas thermal rata-rata, kJ/ m s K
K_g	= Koefisien transfer massa gas ke embunan, kgmol m ² /atm s
K_i	= Konstanta kesetimbangan, P_o/P_{con}
L	= Kecepatan mol cairan keluar zona, kgmol/jam
l	= Panjang pipa, m
M_a	= Massa molekul bahan yang mendifusi, kg /kmol
M_b	= Massa molekul bahan bahan inert, kg /kmol
M_v	= Massa molekul embunan
M_w	= massa molekul uap, kg /kmol
m_w	= Massa air pendingin, kg/jam
m_{gi}	= Kecepatan massa komponen fasa gas, kg/jam
m_{li}	= Kecepatan massa komponen fasa cair, kg/jam
OD	= Diameter luar pipa, m
P_T	= Tekanan total, atm
P_{cond}	= Tekanan parsial bahan yang dapat mengembun, atm
P_{gf}	= Beda tekanan uap rerata, atm
P_k	= Tekanan uap embunan, atm
P_{nc}	= Tekanan parsial <i>uncondensble component</i> , atm
Pr	= Bilangan Prandtl
ΔP_s	= Penurunan tekanan pada shell, atm
ΔP_t	= Penurunan tekanan pada tube, atm
Q_t	= Beban panas total, kJ/jam
Q_{ds}	= Beban panas zona <i>desuperheating</i> , kJ/jam
Q_{ca}	= Beban panas zona kondensasi a, kJ/jam
Q_{cb}	= Beban panas zona kondensasi b, kJ/jam
Q_{sg}	= Beban panas penurunan suhu gas, kJ/jam
Q_{sl}	= Beban panas penurunan suhu embunan, kJ/jam
Q_v	= Beban panas pengembunan, kJ/jam
Re	= Bilangan Reynold
R_d	= Faktor pengotoran
T	= Suhu, K
T'	= Suhu gas keluar zona kondensasi a, K

T_{avg}	= Suhu rata-rata, K
T_b	= Titik didih, K
T_d	= Titik embun, K
T_g	= suhu gas, K
T_1	= Suhu gas masuk kondensor, K
T_k	= suhu embunan K
t_1	= Suhu medium masuk, K
t_2	= Suhu medium keluar, K
t_w	= suhu media pendingin K
U_d	= Koefisien perpindahan panas kotor, $\text{kJ/m}^2 \text{ s K}$
U_c	= Koefisien perpindahan panas bersih, $\text{kJ/m}^2 \text{ s K}$
V	= Kecepatan mol gas keluar zona, kgmol/jam
v_a	= volume molekular bahan yang mendifusi
v_b	= volume molekular bahan inert
W_s	= Kecepatan massa gas dalam shell, kg/s
W_t	= Kecepatan massa gas dalam tube, kg/s
x_i	= fraksi mol komponen fase cair
y_i	= fraksi mol komponen fase gas
y_{nc}	= Fraksi mol <i>uncondensble component</i>
z_f	= fraksi mol umpan
λ_i	= Panas laten komponen, kJ/kg
μ_w	= Viskositas air, kg/m s
μ_{avg}	= Viskositas rata-rata, kg/m s
μ_l	= viskositas embunan, kg / m s
ρ_w	= Densitas air, kg/m^3

POMPA SENTRIFUGAL

D_{opt}	= diameter pipa optimum, m
e_{fp}	= efisiensi pompa
f_{dw}	= faktor friksi
g	= percepatan gravitasi normal. m/s^2
h_f	= head karena friksi, m
h_{man}	= head pompa, m

I_d	= diameter dalam pipa, m
L	= panjang pipa, m
L_e	= panjang ekivalen, m
N	= kecepatan putar, rad/s
N_s	= kecepatan spesifik, rad/s
$NPSH$	= <i>Net Positive Suction Head</i> , m
O_d	= diameter luar pipa, m
P_1	= tekanan pada titik 1, Pa
P_2	= tekanan pada titik 2, Pa
P_o	= daya penggerak poros, watt
P_{uap}	= tekanan uap fluida yang di pompa, N/m^2
Q_1	= kecepatan volume fluida, m^3/s
Re	= bilangan reynold
RPM	= kecepatan putar, rotasi/menit
$Stage$	= jumlah <i>stage</i>
$Suct$	= jumlah <i>suction</i>
v	= kecepatan linier fluida, m/s
v_1	= kecepatan linier pada titik 1, m/s
v_2	= kecepatan linier pada titik 2, m/s
x_{mass_i}	= fraksi massa masing-masing komponen
y_i	= fraksi mol masing-masing komponen
Z_1	= ketinggian permukaan cairan pada titik 1, m
Z_2	= ketinggian permukaan cairan pada titik 2, m
ϵ	= kekasaran pipa, ft
μ_l	= viskositas fluida, kg/m.s
γ	= rapat berat, N/m^3
ρ_l	= rapat massa fluida, kg/m^3
ρ_{l_i}	= rapat massa masing-masing komponen, kg/m^3

DAFTAR ALAT

No.	Kode	Nama Alat	Tipe
1.	R-01	Reaktor	Reaktor <i>fixedbed</i> multitubular
2.	MD-01	Menara Distilasi	<i>Sieve Tray</i>
3.	CD-01	Kondensor	<i>Shell and Tube</i>
4.	CD-02	Kondensor	<i>Shell and Tube</i>
5.	RB-01	Reboiler	<i>Kettle Reboiler</i>
6.	AC-01	Akumulator	Tangki Silinder Horisontal
7.	HE-01	Heater	<i>Shell and Tube</i>
8.	HE-02	Heater	<i>Double Pipe</i>
9.	HE-03	Heater	<i>Shell & Tube</i>
10.	FEHE	Heater	<i>Shell & Tube</i>
11.	WHB	Heater	<i>Kettle Boiler</i>
12.	VP-01	Vaporizer	<i>Shell and Tube</i>
13.	SP-01	Separator	Tangki Slinder Tegak
14.	SP-02	Separator	Tangki Silinder Tegak
15.	T-01	Tangki Bahan Baku	Tangki Slinder Horizontal
16.	T-02	Tangki produk	Tangki Slinder Horizontal
17.	K-01	Kompresor	Kompresor Sentrifugal
18.	P-01	Pompa	Pompa Sentifugal
19.	P-02	Pompa	Pompa Sentifugal
20.	P-03	Pompa	Pompa Sentifugal
21.	P-04	Pompa	Pompa Sentifugal
22.	P-05	Pompa	Pompa Sentifugal
23.	BU-01	Bak Air Bersih	Bak Persegi Panjang
24.	BU-02	Bak Air Minum	Bak Persegi Panjang
25.	CT-01	Cooling Tower	Menara Pendingin jujut tarik
26.	TU-01	Tangki Penukar Kation	Silinder Vertikal
27.	TU-02	Tangki Nacl	Silinder Vertikal
28.	TU-03	Tangki Penukar Kation	Silinder Vertikal
29.	TU-04	Tangki NaOH	Silinder Vertikal
30.	TU-05	Tangki umpan boiler	Silinder Vertikal
31.	TU-06	Tangki Kondensat	Silinder Horisontal
32.	TU-08	Tangki udara tekan	Silinder Vertikal
33.	TU-07	Tangki Silika	Silinder Horisontal
34.	KU-01	Kompresor Udara Tekan	Kompresor Sentrifugal
35.	BU-01	Boiler	<i>Fire Tube Boiler</i>

36.	PU-01	Pompa Utilitas I	Pompa Sentrifugal
37.	PU-02	Pompa Utilitas II	Pompa Sentrifugal
38.	PU-03	Pompa Utilitas III	Pompa Sentrifugal
39.	PU-04	Pompa Utilitas IV	Pompa Sentrifugal

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. Grafik Impor Etilene Oksida.....	4
Gambar 2. Diagram Alir Kualitatif.....	21
Gambar 3. Diagram Alir Kuantitatif.....	22
Gambar 4. Diagram Alir Proses Engineering	23
Gambar 5. Tata Letak Pabrik	25
Gambar 6. Tata Letak Alat.....	26
Gambar 7. Unit Utilitas.....	39
Gambar 8. Struktur Organisasi Pabrik.....	42
Gambar 9. Grafik Analisa Ekonomi	48

DAFTAR TABEL

Tabel 1. Data Impor Etilene Oksida	3
Tabel 2 Kapasitas Pabrik Etilene Oksida yang Ada	5
Tabel 3. Perbandingan Metode proses	10
Tabel 4. Spesifikasi dan Harga Alat Proses	27
Tabel 5. Spesifikasi dan Harga Alat Penukar Panas	28
Tabel 6. Spesifikasi dan Harga Tangki Penyimpan	30
Tabel 7. Spesifikasi, Harga Pompa dan Kompresor.....	31
Tabel 8. Spesifikasi dan Harga Bak Utilitas	32
Tabel 9. Spesifikasi dan Harga Peralatan Utilitas.....	32
Tabel 10. Spesifikasi, Harga Pompa dan Kompresor Utilitas	34
Tabel 11. Neraca Massa di Reaktor (R-01)	35
Tabel 12. Neraca Massa di Separator (SP-02)	35
Tabel 13. Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01).....	36
Tabel 14. Pembagian Jadwal Kerja Karyawan	44
Tabel 15. Penggajian Karyawan	45
Tabel 16. Evaluasi Ekonomi	49
Tabel 17. Tinjauan Pabrik dari Segi Ekonomi.....	50

INTISARI

Pabrik etilene oksida dari etene dan udara dirancang dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Pabrik etilene oksida ini menggunakan bahan baku etene yang dibeli dari PT. Candra Asri Petrochemical, Katalis Perak Oksida disuplai dari PT Indonesian Acids Industri. Pabrik rencana akan didirikan di kawasan industri Cilegon, Banten, Jawa Barat, dengan luas tanah yang diperlukan adalah 30.000 m². Dirancang bekerja selama 330 hari efektif dalam setahun dan 24 jam perhari, dengan jumlah karyawan sebanyak 138 orang.

Pabrik etilene oksida dibuat dengan cara mereaksikan etene dan udara, dengan katalis Ag₂O di dalam reaktor fixed bed multi tubular yang beroperasi pada suhu 250 °C dan tekanan 15 atm. Keluar dari reaktor berupa gas, diembunkan dalam Kondensor Parsial (CD-01) selanjutnya dialirkan ke Menara Distilasi (MD-01) pada kondisi tekanan 3 atm dengan suhu 48 °C untuk dimurnikan. Hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dengan kondisi tekanan 3 atm dan suhu 42,5 °C di alirkan ke tangki (T-02) untuk disimpan sebagai produk sebelum didistribusikan ke konsumen. Hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) dengan tekanan 3 atm, dan suhu 102,8 °C di alirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).

Utilitas proses pabrik etilene oksida membutuhkan air sebesar 8896 kg/jam dari PT Krakatau Tirta Industri. Listrik dengan daya terpasang 2910 kw dipenuhi dari PLN dan cadangan generator. Bahan bakar sebesar 108152 liter/tahun. Steam yang digunakan adalah steam jenuh pada suhu 297 °C dan tekanan 12,5 atm.

Dari hasil analisis ekonomi pabrik etilene oksida ini memerlukan modal tetap sebesar \$ 9.359.288,- + Rp 305.106.913.000,- dan modal kerja sebesar US \$ 597.017,- + Rp 82.028.166.000,- ROI sebelum pajak 22,13 % dan ROI setelah pajak 16,27 % POT sebelum pajak 1,934 tahun dan setelah pajak 2,183 tahun, Shut Down Point (SDP) 21,04 % dan Break Even Point (BEP) 48,80 % dengan DCF 40,772 %.

Berdasar data analisis ekonomi di atas, pendirian pabrik etilene oksida dari etene dan udara ini cukup menarik untuk dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut.