

NASKAH PUBLIKASI

**PRARANCANGAN PABRIK *MALEIC ANHYDRIDE*
DARI *n*-BUTANA DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**



Diajukan untuk
Memenuhi Persyaratan Meraih Gelar Sarjana Teknik Strata-1
pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Muhammadiyah Surakarta

Oleh :

Aulia Firda Alfiana

D 500 100 040

Dosen Pembimbing :

Ir.Herry Purnama, M.T., Ph.D.

Rois Fatoni, S.T., M.Sc., Ph.D.

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH SURAKARTA**

2014

UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH SURAKARTA
FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

Nama : Aulia Firda Alfiana
NIM : D 500 100 040
Judul Tugas Akhir : Prarancangan Pabrik *Maleic Anhydride* dari n-Butana
dan Udara Kapasitas 25.000 Ton/Tahun
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Herry Purnama, M.T., Ph.D.
2. Rois Fatoni, S.T., M.Sc., Ph.D.

Surakarta, Agustus 2014

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Herry Purnama, M.T., Ph.D.
NIK 664



Rois Fatoni, S.T., M.Sc., Ph.D.
NIK 892

INTISARI

Maleic anhydride dibuat dengan cara mereaksikan n-butana dan udara pada suhu 390°C dan tekanan diatas atmosferis (2 atm) di dalam reaktor *fixed bed multitube* yang berisi katalis *vanadium phosphorus oxide* (VPO), reaksi yang terjadi merupakan reaksi *eksotermis* dan *non adiabatis*. Hasil samping dari reaksi tersebut adalah karbonmonoksida dan karbondioksida.

Pabrik *maleic anhydride* dengan bahan baku n-butana dan udara dengan kapasitas 25.000 ton per tahun direncanakan beroperasi selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun. Kebutuhan n-butana untuk pabrik ini sebanyak 2.825,7339 kg/jam. Produk yang dihasilkan berupa *maleic anhydride* sebanyak 3.156,5657 kg/jam. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebesar 10.884,5259 kg/jam yang diperoleh dari air sungai Mahakam, penyediaan *saturated steam* sebesar 17.676,9972 kg/jam yang diperoleh dari *boiler*. Kebutuhan bahan bakar solar baik untuk generator, *boiler* dan *furnace* sebesar 940,9311 kg/jam, kebutuhan udara tekan sebesar 2.884 kg/jam, kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan generator sebesar 840,6178 kW. Pabrik ini direncanakan berdiri di kawasan Bontang, Kalimantan Timur dengan luas tanah 13.956 m² dan jumlah karyawan sebanyak 116 orang.

Pabrik *maleic anhydride* direncanakan mulai dikonstruksi pada tahun 2020. Pabrik ini menggunakan modal tetap sebesar Rp 252.012.012.276 dan modal kerja sebesar Rp. 158.596.768.820. Dari analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 116.506.567.516 per tahun setelah dipotong pajak 25 % keuntungan mencapai Rp 87.379.925.637. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 46,23% dan setelah pajak 34,67%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,78 tahun dan setelah pajak 2,24 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 40,75%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 21,68 % dan *Discounted Cash Flow* (DCF) terhitung sebesar 42,80%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan, bahwa pabrik *maleic anhydride* dari n-butana dan udara dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

A. PENDAHULUAN

Indonesia merupakan negara yang memiliki kekayaan Sumber Daya Alam (SDA) yang sangat melimpah. Sehingga pada era industrialisasi ini, diharapkan banyak didirikan industri pembuatan bahan mentah yang diolah menjadi produk tertentu dan dapat mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri. Industri pengolahan bahan mentah ini diharapkan dapat membantu untuk menyerap tenaga kerja dan menambah devisa negara serta meningkatkan kesejahteraan masyarakat Indonesia. Seperti diketahui bahwa negara Indonesia merupakan salah satu penghasil gas alam. Sebagian besar gas alam yang telah diolah diekspor ke luar negeri. Karena itu perlu dipikirkan upaya peningkatan kegunaan gas alam untuk kepentingan dalam negeri. Salah satu industri kimia yang merupakan sektor industri yang mengolah gas alam yaitu n-butana menjadi *maleic anhydride*.

Seiring dengan semakin meningkatnya kebutuhan *maleic anhydride*, maka pendirian pabrik akan membawa dampak yang positif.

Hal tersebut dikarenakan masih sedikitnya produsen *maleic anhydride* di kawasan negara-negara berkembang khususnya Asia. Dengan didirikan pabrik *maleic anhydride* diharapkan kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi, menutupi kebutuhan impor, memacu perkembangan industri yang menggunakan *maleic anhydride* sebagai bahan baku maupun bahan penolong dan dapat melakukan ekspor keluar negeri.

B. PERANCANGAN KAPASITAS

Dalam menentukan kapasitas perancangan pabrik diperlukan beberapa faktor-faktor yang harus dipertimbangkan, antara lain:

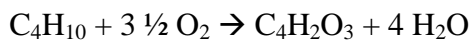
- Kebutuhan pasar
- Kapasitas minimum pabrik
- Ketersediaan bahan baku

Semakin besar kapasitas produksi maka kemungkinan keuntungan juga akan semakin besar. Kapasitas perancangan pabrik nantinya akan mempengaruhi perhitungan secara teknis maupun ekonomis.

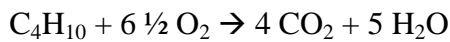
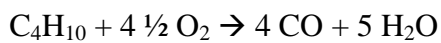
C. KONSEP REAKSI

Secara umum dasar reaksi dari pembentukan *maleic anhydride* adalah reaksi oksidasi butana yang memiliki reaksi utama dan reaksi samping sebagai berikut:

Reaksi utama:



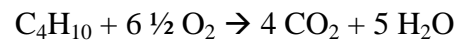
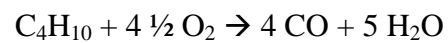
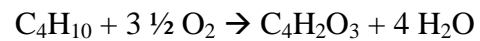
Reaksi samping:



Dalam pembuatan *maleic anhydride* yang diperoleh melalui proses oksidasi n-butana dengan menggunakan reaktor *fixed bed multitube* dalam fase gas, diperoleh konversi butana menjadi *maleic anhydride* sebesar 85%, dengan *yeild* 50-60% dan selektivitasnya 65-75% (Kirk Othmer, edisi 4, vol. 15). Reaksi yang terjadi pada pembentukan *maleic anhydride* merupakan reaksi eksotermis, ditunjukkan oleh ΔH°_R sebesar -1239350 kJ/kmol. Dari data tersebut menunjukkan terjadinya proses pelepasan panas, sehingga dibutuhkan pendingin untuk menjaga kondisi reaktor, adapun pendingin yang digunakan *dowtherm A*.

D. TINJAUAN KINETIKA

Secara umum, derajat kelangsungan suatu reaksi dapat ditentukan oleh konstanta kecepatan reaksi, orde (m+n) dan tekanan parsial gas (Pa). Dengan reaksi yang terjadi pada pembentukan *maleic anhydride* sebagai berikut:



Maka diperoleh persamaan

kecepatan reaksi sebagai berikut:

$$r_1 = \frac{k_1(k_{diss} \cdot P_{O_2})^{\frac{1}{2}}}{1 + (k_{diss} \cdot P_{O_2})^{\frac{1}{2}}} P_{C_4H_{10}}$$

$$r_2 = \frac{k_2(k_{sorp} \cdot P_{O_2})^{\frac{1}{2}}}{1 + (k_{sorp} \cdot P_{O_2})^{\frac{1}{2}}} P_{C_4H_{10}}$$

$$r_3 = \frac{k_3(k_{sorp} \cdot P_{O_2})^{\frac{1}{2}}}{1 + (k_{sorp} \cdot P_{O_2})^{\frac{1}{2}}} P_{C_4H_{10}}$$

dengan:

$k_{1,2,3}$: konstanta laju reaksi
(kmol/ kg katalis s Pa)

$r_{1,2,3}$: laju reaksi
(kmol/ kg katalis s Pa)

k_{diss} : konstanta disosiasi
(Pa⁻¹)

k_{sorp} : konstanta adsorpsi
(Pa⁻¹)

dan diperoleh konstanta kecepatan reaksi pada pembuatan *maleic*

anhydride dengan proses oksidasi butana sebagai berikut:

$k_1 : 9,66 \times 10^{-5} \text{ kmol/ kg katalis s Pa}$

$k_2 : 1,72 \times 10^{-5} \text{ kmol/ kg katalis s Pa}$

$k_3 : 2,21 \times 10^{-5} \text{ kmol/ kg katalis s Pa}$

$k_{\text{diss}} : 0,11 \times 10^{-5} \text{ Pa}^{-1}$

$k_{\text{sorpt}} : 0,42 \times 10^{-5} \text{ Pa}^{-1}$

E. DESKRIPSI PROSES

Langkah proses pembuatan *maleic anhydride* dengan oksidasi butana terbagi menjadi 3 tahap, yaitu:

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap sintesa *maleic anhydride*
3. Tahap pemurnian dan *recovery*

Tahap pertama yaitu penyiapan bahan baku, bahan baku yang berupa LPG butana yang disimpan dalam tangki dalam bentuk cair dengan kondisi operasi $19,27 \text{ }^\circ\text{C}$ tekanan 2 atm , kemudian dialirkan menuju *vaporizer* untuk menguapkan bahan baku butana sehingga fasanya berubah menjadi gas.

Udara yang diambil dari lingkungan dinaikkan tekanannya terlebih dahulu menjadi 2 atm dengan kompresor. Keluaran

vaporizer yang berupa gas butana kemudian di *furnace* bersama udara, untuk dinaikkan suhunya menjadi 390°C yang selanjutnya masuk ke reaktor untuk proses sintesa *maleic anhydride*.

Tahap sintesa *maleic anhydride* dengan mereaksikan n-butana dan oksigen berlangsung pada kondisi operasi reaksi 390°C tekanan diatas atmosferis (2 atm) didalam reaktor *fixed bed multitube* dan katalis *vanadium phosphorous oxide* (VPO). Konversi butana menjadi *maleic anhydride* sebesar 85% , dengan *yeild* $50-60\%$ dan selektivitasnya $65-75\%$. Karena reaksi yang berlangsung merupakan reaksi eksotermis, maka dibutuhkan pendingin untuk menjaga reaksi, adapun pendingin yang digunakan ialah *dowtherm A*. Produk yang dihasilkan reaktor berupa campuran gas dengan suhu $376,603 \text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan $1,76 \text{ atm}$. Produk yang telah terbentuk lalu dialirkan ke *absorber* untuk proses pemurnian.

Proses pemurnian *maleic anhydride* melalui 3 alat, yaitu dengan *absorber*, *stripper* 1 kemudian *stripper* 2. Tahap ini

bertujuan untuk memisahkan *maleic anhydride* dengan produk samping.

Campuran gas yang keluar dari reaktor diturunkan tekanannya menjadi 1,1 atm dengan *expander*, kemudian didinginkan dengan *cooler* (Co-01) untuk dialirkan ke *absorber* (AB-01) melalui bagian bawah, sedangkan penjerap yaitu *dibuthyl phthalate* lewat melalui bagian atas. Keduanya dikontakkan secara langsung, dimana campuran gas yang berisikan *maleic anhydride* akan dijerap oleh *dibuthyl phthalate*. *Maleic anhydride*, *dibuthyl phthalate* dan air keluar sebagai hasil bawah *absorber* yang kemudian dialirkan menuju *stripper* 1. Dalam *stripper* 1 terjadi proses pemisahan antara *maleic anhydride* dengan penjerap. Penjerap yang keluar melalui bagian bawah akan di *recycle* kembali ke *absorber* dan hasil atas yang kaya akan *maleic anhydride* akan lanjut ke *stripper* 2. *Stripper* 2 digunakan untuk memurnikan larutan *maleic anhydride* dengan air dan sedikit *dibuthyl phthalate* dari hasil pemisahan di *stripper* 1. Diharapkan produk keluaran *stripper* 2

mengandung 99,5% *maleic anhydride* dan 0,5% air.

Sedangkan hasil atas *absorber* yang berupa produk samping dan sedikit produk serta bahan yang tidak bereaksi seperti n-butana kemudian di-*recycle*. Proses *recycle* n-butana ini dilakukan dengan *chiller* dan separator.

F. SPESIFIKASI ALAT UTAMA

PROSES

1. Absorber

Kode	: AB-01
Fungsi	: Menyerap <i>maleic anhydride</i> hasil reaksi dari reaktor
Tipe	: Packed tower
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi:	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: 94.871,0680 kg/jam
Kondisi operasi	
Suhu	: 250 °C
Tekanan	: 1,08 atm
Tinggi <i>packing</i>	: 7,53 m
Jenis <i>packing</i>	: <i>Rasching ring</i>
Diameter menara:	4,64 m

Tinggi menara : 9,72 m
Tebal *shell* : 0,01 m
Tebal *head* : 0,01 m
Harga : US\$
704.493,62

2. Furnace

Kode : Fn-01
Fungsi : menaikkan suhu umpan masuk reaktor dari 30 °C sampai 390 °C
Kapasitas : 91.733,5031 kg/jam
Tipe : box type
Kondisi operasi
Tekanan : 2 atm
Beban panas *furnace*: 25.018.840,52 Btu/jam
Bahan bakar : solar
Bahan bakar : 781,0881 kg/jam
NPS : 6
OD : 0,1683 m
ID : 0,1023 m
Sch : 40
Lebar : 6,096 m
Tinggi : 7,62 m
Volume : 544,775 m³
Tinggi stack : 8,5607 m
Harga : US\$
1.516.782,92

3. Reaktor

Kode : R-01
Fungsi : Mereaksikan n-butana dengan oksigen menjadi *maleic anhydride*
Kapasitas : 91.733,5031 kg/jam
Tipe : *Fixed bed multitube*
Jumlah : 1 buah
Bahan konstruksi : *Stainless steel*
Kondisi operasi :
Suhu : 390 °C
Tekanan : 2 atm
Fase reaksi : gas-gas
Dimensi :
Diameter *shell* : 1,93 m
Tinggi *shell* : 0,01 m
Tebal *head* : 0,32 m
Volume reaktor : 15,69 m³
Tinggi reaktor : 5,39 m
Katalis :
Nama : *Vanadium Phosphorous Oxide*
Bentuk : pellet
Ukuran : 0,004 m
Tebal isolasi : 0,01 m
Harga : US\$
97.648,67

4. Separator

Kode : Sp-01
Fungsi : Memisahkan gas cair keluaran *chiller* 01
Kapasitas : 86.427,4150 kg/jam
Tipe : Vertikal
Separator *Flash Drum*
Jumlah : 1 buah
Bahan konstruksi: *Carbon steel SA-283 grade C*
Kondisi operasi :
Suhu : 16,32 °C
Tekanan : 1 atm
Dimensi :
Diameter : 3,18 m
Tinggi : 7,51 m
Volume : 58,95 m³
Tebal *shell* : 0,25 m
Tebal *head* : 0,25 m
Harga : US\$ 647.184,31

5. Separator

Kode : Sp-02
Fungsi : Memisahkan gas cair keluaran *chiller* 02
Kapasitas : 84.795,8020 kg/jam

Tipe : Vertikal
Separator *Flash Drum*
Jumlah : 1 buah
Bahan konstruksi: *Carbon steel SA-283 grade C*
Kondisi operasi :
Suhu : -134 °C
Tekanan : 1 atm
Dimensi :
Diameter : 5,78 m
Tinggi : 13,33 m
Volume : 354,15 m³
Tebal *shell* : 0,31 m
Tebal *head* : 0,31 m
Harga : US\$ 664.827,96

6. Stripper

Kode : S-01
Fungsi : memisahkan *dibutyl phthalate* dari *maleic anhydride*
Kapasitas : 10.075,2660 kg/jam
Tipe : *Packed tower*
Jumlah : 1 buah
Bahan konstruksi: *Carbon steel SA-283 grade C*
Kondisi operasi :
Suhu : 107 °C
Tekanan : 1 atm

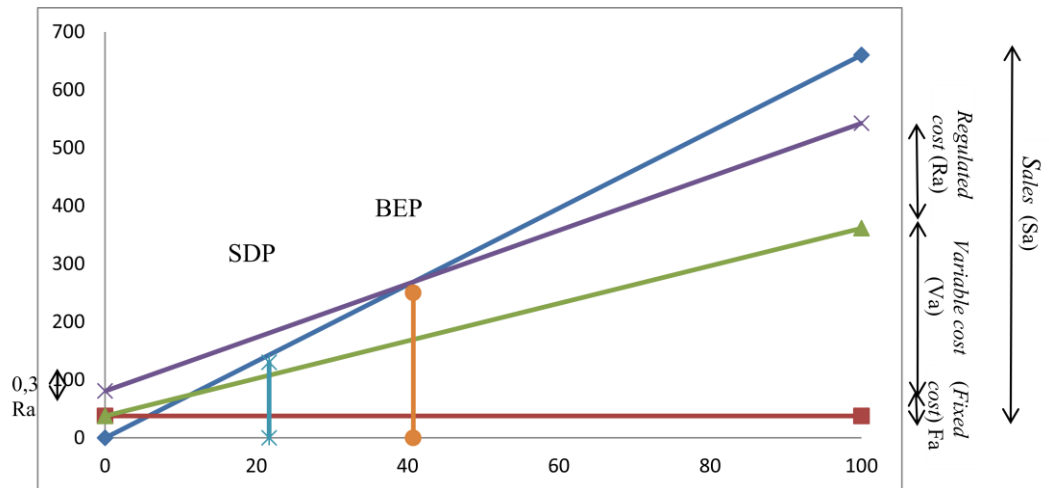
Tinggi *packing* : 1,79 m
Jenis *packing* : *Berl saddle*
Diameter menara: 1,72 m
Tinggi menara : 3,58 m
Tebal *shell* : 0,02 m
Tebal *head* : 0,01 m
Harga : US\$
137.841,44

7. *Stripper*

Kode : S-02
Fungsi : memurnikan
maleic anhydride
Kapasitas : 6.953,3888
kg/jam
Tipe : *packed tower*
Jumlah : 1 buah
Bahan konstruksi: *Carbon steel*
SA-283 grade C
Kondisi operasi :
Suhu : 106 °C
Tekanan : 1 atm
Tinggi *packing* : 1,82 m
Jenis *packing* : *Berl saddle*
Diameter menara: 2,11 m
Tinggi menara : 3,79 m
Tebal *shell* : 0,02 m
Tebal *head* : 0,02 m
Harga : US\$
108.586,37

G. ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan berdasarkan evaluasi ekonominya. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari pertahun dengan jumlah karyawan 116 orang, modal tetap sebesar Rp.252.012.012.276 per tahun. Modal kerja sebesar Rp.158.596.765.820 per tahun. Setelah dipotong pajak keuntungan mencapai Rp.87.379.925.637 per tahun. *Percent return on investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 46,23% dan sesudah pajak sebesar 34,67%. *Pay out time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,78 tahun dan setelah pajak 2,24 tahun. *Break event point* (BEP) sebesar 40,75%, *shut down point* (SDP) sebesar 21,68%, *discounted cash flow* (DCF) sebesar 42,80%. Hasil ini dapat ditunjukkan dalam gambar 1.



Gambar 1. Grafik hasil analisis ekonomi pabrik maleic anhydride

H. KESIMPULAN

- Keuntungan sebelum pajak Rp. 116.506.567.516 per tahun
Keuntungan setelah pajak Rp. 87.379.925.637 per tahun
- ROI (*Return On Investment*) sebelum pajak 46,23 %
ROI (*Return On Investment*) sesudah pajak 34,67 %
ROI (*Return On Investment*) sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi minimal 44%.
- POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak 1,78 tahun
POT (*Pay Out Time*) sesudah pajak 2,24 tahun
POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi maksimal 2 tahun.
- BEP (*Break Even Point*) adalah 40,75 % dan SDP (*Shut Down Point*) adalah 21,68 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40 % - 60 %.
- DCF (*Discounted Cash Flow*) adalah 42,80 %.
DCF yang dapat diterima harus lebih besar dari bunga pinjaman di bank.

Dari data hasil perhitungan analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *maleic anhydride* layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. (2010, September). *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Dipetik July 2014, dari <http://goliath.ecnext.com>
- Anonim. (2014, July). *Matche*. Dipetik July 2014, dari <http://www.matche.com>
- Anonim. (2011, April 1). *Perbedaan LPG, LNG dan Gas Alam*. Dipetik May 6, 2014, dari <http://teknikmesinunbb.blogspot.com>
- Aries, R., & Newton, R. (1955). *Chemical Engineerring Cost Estimation*. New York: Mc Graw Hill Book Co.
- Bird, R., Stewart, W., & Lightfoot, E. (1960). *Transport Phenomena*. New York: John Wiley and Sons.
- Brown, G. G. (1978). *Unit Operation*. New York: John Wiley and Sons.
- Brownell, L., & Young, E. (1979). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons.
- Coulson, J., & Richardson, J. (1983). *Chemical Engineering Design*. Oxford: Pergason Press.
- Kern, D. (1950). *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill Internasional Book Company.
- Krick, R., & Othmer, D. (1978). *Encycloepedia of Chemical Technology*. New York: A Willey Interscience Publication.
- Ludwig, E. (1964). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*. Boston: Gulf Publishing Company.
- Perry, R. G. (1997). *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. New York: Mc Graw-HillBook Company.
- Peter, M., & Timmerhaus, K. (2003). *Plant Design and Economic for Chemical Engineering*. New York: Mc Graw Hill Internasional Book Company.
- Schneider, A., Emig, G., & Hoffmann, H. (1987). Kinetics Investigation and Reactor Simulation for The Catalytic Gas-Phase Oxidation of n-Butana to Maleic Anhydride.
- Smith, J., & Van Ness, H. (1975). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Tokyo: Mc Graw Hill Kogakusha.
- Statistika, B. P. (2012, Desember). *Statistika Perdagangan Luar*

Negeri Indonesia. Dipetik April 2013, dari <http://bps.co.id>

Sukandar, D. (2011, March 18). *Perseroan Terbatas*. Dipetik April 2014, dari <http://hukum.kompasiana.com>

Treybal, R. (1980). *Mass Transfer Operation*. Tokyo: Mc Graw Hill Kogakusha.

Ulrich, G. (1954). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Wiley and Sons.

Yaws, C. (1979). *Thermodynamic and Physical Property Data*. Singapore: Mc Graw Hill Book Co.