

# Pra-Desain Pabrik Amonia Menggunakan Bahan Baku Batubara melalui Proses Gasifikasi

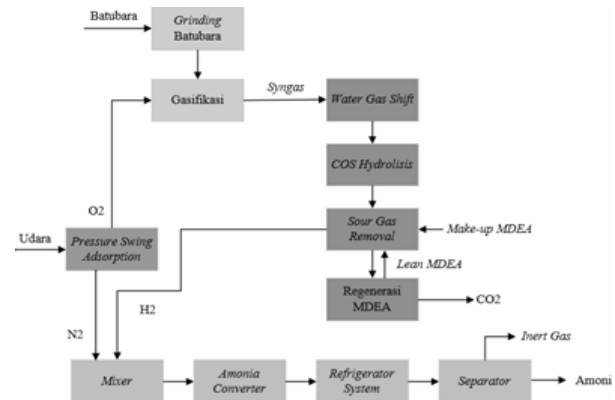
Ok Ahmad Ariq, Bunga Widiana Nurrahmadhanti, Firman Kurniawansyah dan Mahfud Mahfud  
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
e-mail: fkurniawan@chem-eng.its.ac.id

**Abstrak**—Amonia menjadi salah satu bahan kimia yang cukup penting dalam industri kimia, karena kandungan nitrogen yang tinggi, amonia banyak digunakan sebagai bahan dasar pupuk, selain itu amonia juga digunakan pada berbagai industri seperti pada *refrigeration system*, dan berbagai industri kimia yang lainnya. Permintaan dunia diperkirakan mengalami kenaikan sebesar 3,2% setiap tahunnya. Untuk memproduksi amonia sumber nitrogen biasanya diperoleh dari udara, sedangkan hidrogen diperoleh dari gas alam. Permasalahannya adalah menipisnya cadangan gas alam di dunia, mengingat gas alam merupakan sumber daya tidak terbarukan. Sumber hidrogen lain yang dapat digunakan adalah batubara. Sementara itu produksi batubara terus meningkat di Indonesia. Amonia dari batubara melalui beberapa tahapan proses yaitu *Coal Pre-treatment Unit*, *Gasification Unit*, *Water Gas Shift Unit*, *COS Hydrolysis Unit*, *Acid Gas Removal Unit*, *Ammonia Synthesis Unit*, *Purification Unit*. Rencana pendirian pabrik ini akan dilakukan selama dua tahun dengan umur pabrik selama 20 tahun. Untuk memproduksi amonia sebanyak 290.000 ton/tahun, diperlukan *operating expenditures* (OPEX) sebesar \$207.796.002 dengan *capital expenditures* (CAPEX) sebesar \$40.940.232, total penjualan sebesar \$277.757.568. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% dan modal pinjaman sebesar 60%. Berdasarkan analisa ekonomi, *Internal Rate of Return* (IRR) pabrik ini sebesar 25,43% dengan bunga sebesar 8% per tahun. Sedangkan untuk *Net Present Value* (NPV) yang bernilai positif.

**Kata Kunci**—Ammonia, Batu Bara , Gasifikasi.

## I. PENDAHULUAN

BERDASARKAN data “BP Statistical Review of World Energy 2021”, Indonesia menempati peringkat kedua sebagai negara dengan produksi batubara terbesar di dunia pada tahun 2020 sebesar 13,88 miliar ton. Sedangkan untuk total konsumsi batubara di Indonesia hanya sebesar 3,26 miliar ton yang sisanya diberlakukan untuk komoditi ekspor sebesar 8,51 miliar ton [1]. Hal tersebut cukup disayangkan mengingat Indonesia menempati posisi kedua di dunia dalam produksi batubara tetapi hanya sekitar 23,48% dari total produksi batubara yang dapat dimanfaatkan dalam negeri. Untuk memanfaatkan sumber daya alam batubara yang melimpah di Indonesia, dibutuhkan suatu pengembangan dan pemanfaatan batubara dalam rangka meningkatkan nilai tambah batubara dalam negeri. Sumber daya dan cadangan batubara di Indonesia sebagian besar terkonsentrasi di Sumatera dan Kalimantan. Sumber daya batubara permukaan Sumatera sebesar 49,3 miliar ton dan Kalimantan mencapai 67,4 miliar ton. Adapun cadangan batubara permukaan Sumatera dan Kalimantan masing masing mencakup 40% dan 56% dari total cadangan batubara Indonesia dengan jumlah sebesar 10,3 miliar ton dan 14,5 miliar ton. Untuk memanfaatkan sumber daya alam batubara yang melimpah di Indonesia, dibutuhkan suatu pengembangan dan pemanfaatan batubara dalam rangka meningkatkan nilai tambah batubara



Gambar 1. Block Flow Diagram Pabrik Amonia dari Batubara.

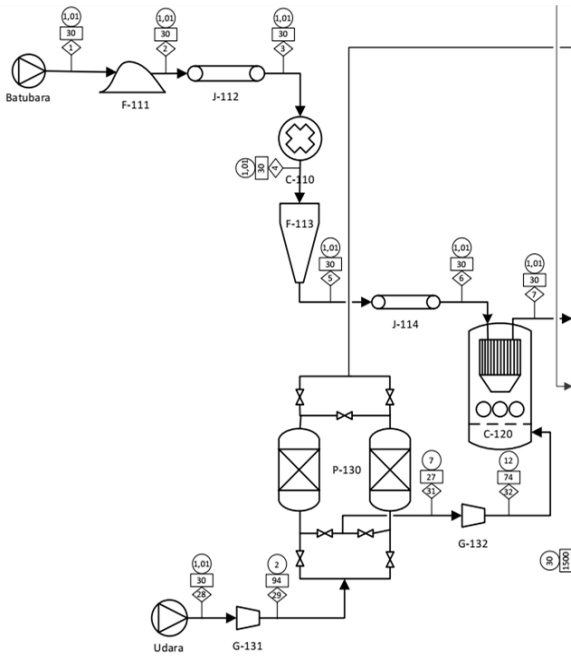
dalam negeri. Pemanfaatan batubara diharapkan mampu menciptakan keunggulan komparatif dan kompetitif batubara serta berbagai produk turunannya yang pada akhirnya meningkatkan kompetensi dalam negeri di bidang batubara. Salah satu langkah alternatif pengembangan batubara tersebut adalah dengan mengubah batubara menjadi amonia

Amonia menjadi salah satu bahan kimia yang penting dalam industri kimia. Hal tersebut dapat terjadi karena kandungan nitrogen yang tinggi, amoniak banyak digunakan sebagai bahan dasar pupuk, selain itu amonia juga digunakan pada berbagai industri seperti pada *refrigeration system*, dan berbagai industri kimia yang lainnya [1]. Mulai dari tahun 2000 konsumsi amonia di dunia terus bertambah karena amonia merupakan bahan dasar yang paling diminati untuk industri berbasis nitrogen sebagai sumber bahan baku. Permintaan dunia diperkirakan mengalami kenaikan sebesar 3.2% setiap tahunnya [2].

Untuk memproduksi amonia sumber nitrogen biasanya diperoleh dari udara, sedangkan hidrogen diperoleh dari gas alam. Permasalahannya adalah menipisnya cadangan gas alam di dunia, mengingat gas alam merupakan sumber daya tidak terbarukan. Dari data yang dihimpun oleh Indonesian Commercial Newsletter (ICN), pada tahun 2008 Indonesia memiliki cadangan gas alam sebanyak 170 TSCF dan produksi pertahun mencapai 2,87 TSCF, sehingga diperkirakan Indonesia memiliki reserve to production mencapai 59 tahun. Untuk memperpanjang waktu reserve to production, Indonesia harus menurunkan jumlah produksi gas atau mencari kilang-kilang gas baru. Maka perlu dikembangkan teknologi proses produksi amonia yang memungkinkan menggunakan bahan baku lain selain gas alam sebagai sumber hidrogen [1].

## II. LOKASI PABRIK DAN KAPASITAS PRODUKSI

Lokasi pabrik memiliki pengaruh besar terhadap keberhasilan dan kemajuan suatu pabrik kedepannya. Dalam

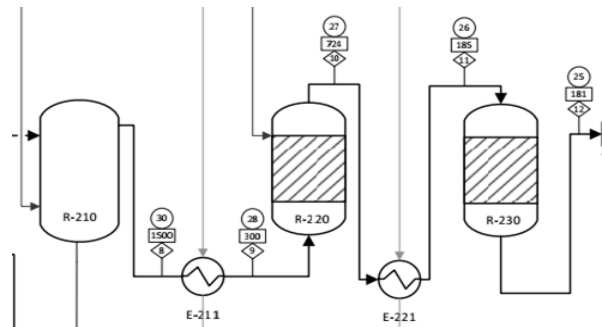


Gambar 2. Proses Preparasi Batubara.

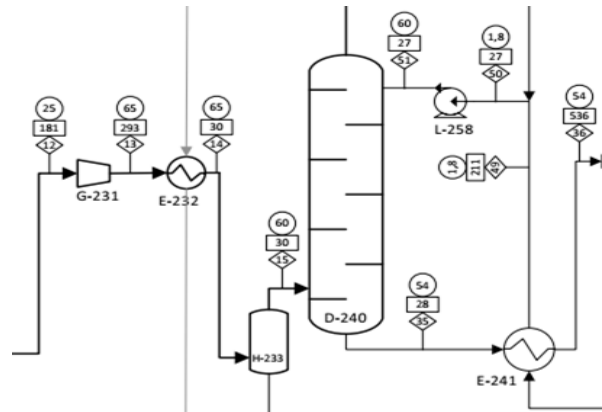
merencanakan suatu pabrik, lokasi merupakan faktor yang mempengaruhi proses didalamnya. Dimana lokasi diharapkan berada pada lokasi yang dapat meminimalkan biaya produksi, distribusi, serta memberikan keuntungan dalam rentang waktu yang panjang, baik untuk memenuhi kebutuhan internal ataupun eksternal. Terdapat beberapa faktor dalam pemilihan lokasi suatu pabrik dimana lokasi pabrik dipilih dekat dengan sumber bahan baku atau mendekati pasar dari produk yang selanjutnya akan diproduksi, hal tersebut dilakukan guna menekan biaya produksi dan distribusi. Selain itu, terdapat faktor lain seperti keberadaan sumber utilitas (meliputi ketersediaan pasokan listrik dan air) yang perlu diperhatikan dan dipastikan jumlahnya agar dapat memenuhi kebutuhan utilitas suatu pabrik.

Dengan beberapa pertimbangan tersebut, maka kami memilih dan membandingkan dua daerah yang memiliki potensi untuk didirikan suatu Pabrik Amonia dari Batu Bara; yaitu di Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan Timur dan Kota Lhokseumawe, Aceh. Adapun alasan pemilihan Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan Timur sebagai lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik ammonia dari batubara antara lain adalah karena ketersediaan batubara yang mencapai 70 juta ton, memiliki aspek yang bagus untuk pemasaran produk karena dekat dari kota, ketersediaan utilitas yang mumpuni, fasilitas transportasi yang sudah memadai karena dekat dari bandara dan pelabuhan, serta adanya ketersediaan lahan sekitar 31.051 km<sup>2</sup>. Berdasarkan data yang diperoleh, saat ini Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan Timur sedang mengembangkan suatu Kawasan industri atau yang biasa disebut dengan Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Maloy Batuta Trans Kalimantan. Kawasan tersebut dinilai memenuhi kualifikasi pembangunan suatu pabrik.

Selanjutnya dengan mempertimbangkan aspek daya saing dengan kompetitor serta upaya pemerintah dalam mengurangi ketergantungan impor amonia, maka akan didirikan pabrik ammonia dari batubara dengan kapasitas



Gambar 3. Proses Penghilangan Sulfur.



Gambar 4. Proses Pembentukan Syngas.

produksi sebesar 290.000 ton per tahun dalam upaya memenuhi kebutuhan konsumsi ammonia di Indonesia. Dengan mempertimbangkan beberapa pertimbangan, maka dibutuhkan produksi ammonia guna mengurangi angka impor kedepannya. Oleh karena itu, pendirian pabrik ammonia memiliki prospek yang menjanjikan.

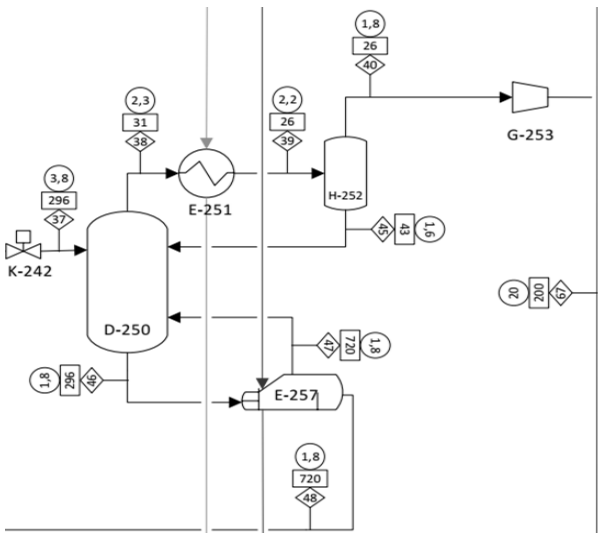
### III. PETUNJUK TAMBAHAN

Berikut merupakan penjelasan *block flow diagram* pabrik amonia dari batubara (Gambar 1):

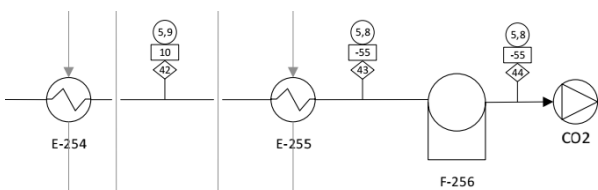
#### A. Preparasi Batubara

Proses gasifikasi menggunakan *entrained flow gasifier*, persyaratan ukuran partikel batubara yang diperkenankan agar reaksi berlangsung optimal adalah < 74 mikron atau 0,0074 cm (200 mesh). Dengan demikian batubara perlu direduksi ukurannya sebelum digunakan sebagai *feedstock* dalam unit gasifikasi.

Tahap pertama adalah batubara kelas rendah (*low rank coal*) akan masuk ke dalam *coalstorage* (F-111), selanjutnya dilakukan proses penghancuran batubara menggunakan *hammer mill* (C-110) dan *pulverizer* (C-120). *Hammer mill* (C-110) berfungsi untuk menghancurkan batubara dari ukuran 5 cm menjadi 2 cm, hal tersebut dilakukan karena alat selanjutnya akan merubah batubara tersebut menjadi serbuk. Untuk dapat masuk ke dalam *hammer mill* (C-110), batubara dialirkan menggunakan *belt conveyor* (J-112). Batubara yang sudah berukuran 2 cm ditampung terlebih dahulu di dalam *coal bin* (F-113), kemudian dialirkan menuju *pulverizer* (C-120) menggunakan *belt conveyor* (J-114). Batubara yang telah melalui proses penghancuran di *pulverizer* (C-120) memiliki ukuran 74 µm atau setara dengan 200 mesh. *Pulverizer* (C-120) dipilih karena memiliki ukuran produk yang paling mendekati dengan ukuran partikel optimal pada *entrained flow gasifier* di tahap selanjutnya, yakni proses



Gambar 5. Proses Distilasi pada Amine Regenerator.



Gambar 6. Proses Pendinginan CO<sub>2</sub>.

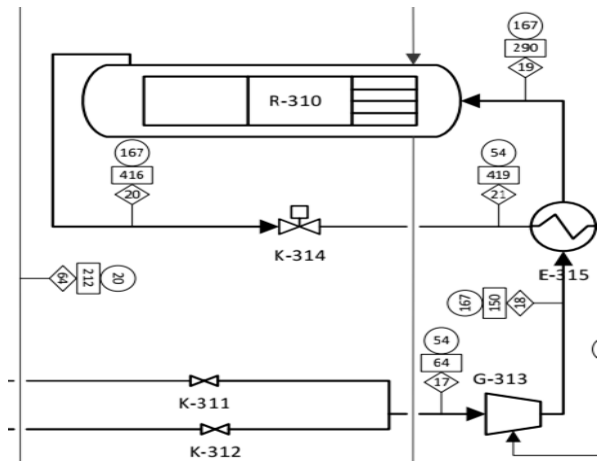
gasifikasi. Kemudian batubara yang sudah berukuran 200 mesh tersebut akan memasuki *gasifier* (R-210) untuk digunakan sebagai bahan baku pembuatan *syngas*. Batubara dari *pulvurizer* (C-120) akan didorong menuju *gasifier* (R-210) menggunakan *oksigen* yang dihasilkan oleh *pressure swing adsorption* (P-130) dengan bantuan *compressor* (E-132). Udara akan ditangkap oleh *pressure swing adsorption* (P-130) dengan bantuan *compressor* (G-131), PSA (P-130) akan memisahkan O<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub> menggunakan *Carbon Molecular Sieve* (CMS). CMS akan meng-*adsorp* N<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> murni, selanjutnya O<sub>2</sub> akan diumpungkan menuju *gasifier* (R-210) dengan bantuan *compressor* (E-132), sedangkan N<sub>2</sub> dialirkan menuju pada *ammonia converter* (R-310) sebagai umpan pembentuk NH<sub>3</sub>. Tahap preparasi batubara dapat dilihat pada Gambar 2.

**B. Proses Pembentukan Syngas**

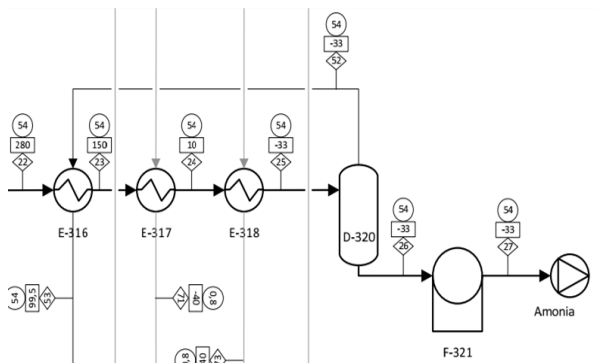
Batubara dialirkan menuju *entrained bed gasifier* (R-210) menggunakan bantuan gas O<sub>2</sub> yang didorong oleh *compressor* (E-132), gas O<sub>2</sub> dan bubuk batubara akan memasuki *gasifier* (R-210) melalui *flow* yang sama. Di dalam *gasifier* tersebut terdapat *burner* yang dapat memanaskan produk hingga suhunya mencapai 1500°C dengan tekanan 30 bar. Berikut merupakan proses pembentukan *syngas*:

**1) Zona Pirolisis (Devolatilisasi)**

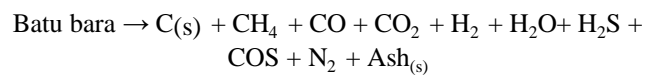
Batubara 100% terurai menjadi komponen-komponen penyusunnya. Zona pirolisis beroperasi pada suhu 250-600°C. Hasil dari pirolisis adalah karbon, *ash*, dan gas-gas ringan. Seluruh komponen yang dihasilkan berupa fase gas kecuali karbon yang dalam fase *solid*. Sehingga komponen yang berfase gas akan keluar dari bagian atas *gasifier*, sedangkan unsur C dalam bentuk arang akan turun ke bagian bawah *gasifier* untuk bereaksi dan membentuk *syngas*. Berikut merupakan reaksi pirolisis yang terjadi,



Gambar 7. Proses Pembuatan Amonia.

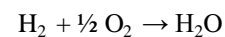
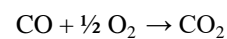
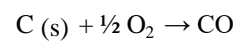


Gambar 8. Proses Pendinginan Produk Amonia.



**2) Zona Oksidasi/ pembakaran (Combustion)**

Pada zona ini, karbon bereaksi dengan oksigen yang disuplai dari *Pressure Swing Adsorption* (PSA). Proses pembakaran ini menghasilkan CO, CO<sub>2</sub>, dan uap air yang menyediakan panas untuk reaksi gasifikasi selanjutnya. Reaksi pada zona pembakaran adalah sebagai berikut:

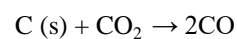


Reaksi yang terjadi diatas merupakan reaksi eksotermis sehingga panas yang dihasilkan dari reaksi dapat meningkatkan suhu didalam *gasifier*.

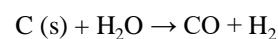
**3) Zona Gasifikasi**

Pada zona gasifikasi terjadi reaksi antara karbon dengan karbon dioksida dan *steam* untuk menghasilkan karbon monoksida dan hidrogen. Reaksinya sebagai berikut:

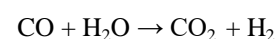
Reaksi Boudouard:



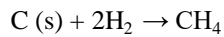
Reaksi Water Gas:



Reaksi Shift Conversion:

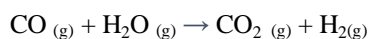


Reaksi Metanasi:



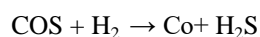
Karbon (*char*) yang tidak bereaksi akan turun sebagai *slag* di bagian bawah *gasifier* (R-210) dan menuju *waste solid*. Proses pembakaran batubara pada suhu tinggi akan sepenuhnya menghasilkan *bottom ash* yang harus dikeluarkan. *Bottom ash* dari proses pembakaran di *gasifier* (R-120) dialirkan menuju *solid waste treatment plant* (SWTP), pada suhu >1300°C *ash* sepenuhnya menjadi *bottom ash* sehingga tidak ada *fly ash*. Selanjutnya *syngas* yang keluar dari *gasifier* (R-210) didinginkan menggunakan *syngas cooler* (E-211), sehingga suhu menurun dari 1500°C menjadi 300°C. proses penghilangan sulfur dapat dilihat pada Gambar 3.

Selanjutnya *syngas* dialirkan menuju reaktor *water gas shift* (R-220) untuk mengkonversikan karbon monoksida menjadi hidrogen dan CO<sub>2</sub>, sehingga konsentrasi hidrogen meningkat dengan mereaksikan CO dengan air di atas bed katalis. Berikut merupakan reaksi yang terjadi,



*fixed bed reactor* dipilih karena biasanya digunakan untuk reaksi fasa gas dengan katalisator padat serta memiliki biaya konstruksi, operasi dan perbaikan yang relatif rendah.

*Syngas* hasil *water gas shift reactor* (R-220) diumpangkan menuju *cooler* (E-221) untuk melakukan pendinginan, pada tahap tersebut gas akan didinginkan hingga suhunya mencapai 185°C. Selanjutnya gas dialirkan menuju *COS Hydrolysis Reactor* (R-230), pada reaktor tersebut, senyawa bentuk sulfur atau gas asam akan dikonversi seluruhnya menjadi H<sub>2</sub>S dengan bantuan TiO<sub>2</sub> sebagai *packing*. *COS Hydrolysis Reactor* (R-230) beroperasi pada suhu 180- 200°C dengan tekanan atmosferik sekitar 30 bar. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut,



*Syngas* kemudian diumpangkan menuju *compressor* (C-231) guna menaikkan tekanan dari 25 bar menjadi 65 bar, hal tersebut dilakukan agar proses absorpsi CO<sub>2</sub> pada CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) dapat berlangsung secara optimal. Kenaikan tekanan mengakibatkan adanya kenaikan *temperature syngas*, sehingga perlu dilakukan pendinginan pada *syngas cooler* (E-232) dengan bantuan *cooling water* hingga *temperature syngas* mencapai 30°C dengan tekanan 65 bar. Pendinginan menyebabkan terbentuknya fase *liquid*, sehingga *liquid* tersebut perlu dipisahkan dengan menggunakan *flash drum* (H-233). Produk bawah dari *flash drum* dialirkan menuju *wastewater treatment*, sedangkan produk atas (*syngas*) dialirkan menuju CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) yang beroperasi pada suhu ruangan dengan tekanan 60 bar. Proses pembentukan *syngas* dapat dilihat pada Gambar 4.

CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) tersebut digunakan untuk menghilangkan kandungan CO<sub>2</sub>, dalam hal ini menggunakan MDEA yang menerapkan prinsip absorpsi dengan reaksi kimia yang menghilangkan kandungan CO<sub>2</sub> dari *inlet gas*. Proses absorpsi yang terjadi adalah secara kimiawi, maka pelarut *amine* bereaksi dengan CO<sub>2</sub> dimana reaksi ini eksotermis. Produk atas CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) berupa *syngas*

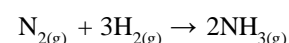
dengan komponen utama H<sub>2</sub> dialirkan menuju *ammonia converter* (R-310), sedangkan produk bawah CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) mengandung MDEA yang kaya akan CO<sub>2</sub> disebut *rich amine* dialirkan menuju *amine regenerator* (D-250) dengan bantuan *heat exchanger* (E-241) dan *expander valve* (K-242). Proses pembentukan CO<sub>2</sub> sebagai produk samping dapat dilihat pada Gambar 5 dan Gambar 6.

*Rich amine* dialirkan menuju *heat exchanger* (E-251) untuk melakukan pemanasan sebelum memasuki *amine regenerator* (D-250) hingga suhunya mencapai 296 °C dan *expander valve* (K-242) berperan untuk menurunkan tekanan dari 54 bar menjadi 3,8 bar. Kemudian terjadi proses distilasi pada *amine regenerator* (D-250) guna memisahkan kandungan CO<sub>2</sub>. Komponen CO<sub>2</sub> keluar dari bagian atas *amine regenerator* (D-250), sedangkan *lean MDEA* keluar sebagai *bottom product*. *Lean amine* yang telah dipisahkan akan *direcycle* kembali menuju reaktor CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) dengan tambahan *make up MDEA* untuk mengganti MDEA yang hilang. Proses tersebut dibantu oleh *reboiler distillation amine* (E-257). *Reboiler distillation amine* (E-257) berfungsi untuk menghasilkan uap yang selanjutnya akan dialirkan kembali menuju *amine regenerator* (D-250) dan dialirkan kembali menuju CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240) dengan bantuan pompa (L-258) dan *heat exchanger* (E-241) untuk melakukan pemanasan ulang sebelum memasuki CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240). Produk atas *amine regenerator* (D-250) yang mempunyai kandungan CO<sub>2</sub> tinggi akan menjadi *by product* (produk samping), namun gas tersebut harus melewati pendinginan terlebih dahulu di *condenser distillation amine* (E-251). Selanjutnya diumpangkan menuju *reflux drum distillation amine* (H-252) sehingga apabila ada *liquid* yang tersisa akan di *reflux* kembali ke dalam *amine regenerator* (D-250), namun apabila sudah tidak ada *liquid* yang tersisa maka gas CO<sub>2</sub> akan diubah menjadi *liquid CO<sub>2</sub>*. Proses absorpsi kimiawi dengan pelarut MDEA dapat mengurangi kandungan H<sub>2</sub>S tersisa 0 ppm. Gas CO<sub>2</sub> dari bagian atas *reflux drum distillation amine* (H-252) dialirkan menuju *compressor* (G-253) hingga tekanannya mencapai 6 bar, lalu gas tersebut menuju *condenser* (E-254) untuk merubah fasa dari gas menjadi *liquid*. Setelah itu melakukan pendinginan di *cooler* (E-255) hingga suhunya mencapai -55°C dan dialirkan menuju CO<sub>2</sub> *storage tank* (F-253).

### C. Proses Pembentukan Produk

Produk atas CO<sub>2</sub> *absorber* (D-240), yaitu H<sub>2</sub> akan dicampurkan dengan gas N<sub>2</sub> yang berasal dari unit *Pressure Swing Adsorption* (P-130) dengan perbandingan 3:1. Proses pembuatan ammonia dapat dilihat pada Gambar 7.

Selanjutnya menuju proses pembuatan ammonia, gas tersebut dikompres menggunakan *compressor* (G-313) agar tekanannya mencapai 150 bar. Tujuan dinaikannya tekanan yaitu agar konversi pembuatan ammonia dapat berlangsung dengan maksimal. Keluaran dari *compressor* (G-313) perlu melakukan pemanasan di *heat exchanger* (E-315) hingga suhunya mencapai 419°C. Lalu, gas akan menuju *ammonia converter* (R-310). Berikut merupakan reaksi yang terjadi di *ammonia converter* (R-310),



Reaksi berlangsung pada suhu sekitar 350-482°C dan tekanan 160-177 kg/cm<sup>2</sup>g. *Ammonia converter* (R-310) terdiri dari 2 *bed* katalis *promoted*. Katalis yang digunakan adalah *promoted iron (Fe based catalyst)*. Proses pendinginan produk ammonia dapat dilihat pada Gambar 8.

Selanjutnya *ammonia* yang terbentuk akan dibawa ke *heat exchanger* (E-315) untuk pendinginan, pada tahap tersebut *ammonia* mengalami penurunan suhu hingga 280°C. Kemudian *ammonia* dialirkan menuju *heat exchanger* (E-316) untuk melakukan pendinginan kembali hingga suhunya mencapai 150°C, proses pendinginan pada cooler menggunakan bantuan *refrigerant-503*. Lalu diumpungkan menuju *ammonia cooler* (E-317) hingga suhunya mencapai 10°C dan dilanjutkan menuju *cooler* (E-318) untuk melakukan pendinginan kembali hingga suhunya mencapai -33°C, pada tahap tersebut *ammonia* berubah fasa dari gas menjadi cair. Pendinginan menggunakan *bantuan refrigerant*, karena *refrigerant* dinilai dapat menurunkan suhu dengan optimal. Selanjutnya *ammonia* dialirkan menuju *ammonia separator* (D-320), pada tahap tersebut *ammonia* cair dipisahkan dari beberapa gas terlarut dengan cara menurunkan tekanan di setiap tingkatan untuk melepaskan gas-gas terlarut sehingga diperoleh produk *ammonia* cair. Produk atas *ammonia separator* (D-320) akan dialirkan kembali menuju *ammonia converter* (R-310) agar konversi produk ammonia meningkat melalui *heat exchanger* (E-316), hal tersebut dapat terjadi karena reaksi *ammonia* yang berlangsung adalah *reversible*. Kemudian produk bawah *ammonia separator* (D-320) dialirkan menuju *ammonia storage* (F-324).

#### IV. NERACA MASSA DAN PANAS

Hasil neraca massa dan panas diperoleh dari perhitungan *material balance* pra desain pabrik ammonia dari batubara. *Feed* batu bara yang digunakan sebanyak 25.770 kg/jam agar dapat menghasilkan produk ammonia sebanyak 36614,36 ton/jam atau 290.000 ton/tahun. Selanjutnya dalam keberjalanan pabrik dibutuhkan *steam* sebanyak 54738111,71 kJ/jam dan *power* sebanyak 10012437,5 kW [3-6].

#### V. PERALATAN UTAMA

Alat utama yang digunakan pada proses pembuatan ammonia dari batu bara, antara lain:

1. *Pulverizer* berfungsi menghaluskan batu bara dari 2 cm menjadi 0,74 mm (200 mesh).
2. *Pressure Swing Adsorption* (PSA) berfungsi sebagai alat untuk memisahkan komponen O<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub> dalam udara.
3. Reaktor *Gasifier* berfungsi untuk mengubah batubara menjadi *syngas*, yang terdiri dari 3 zona yaitu zona devolatilisasi, zona pembakaran, dan zona reduksi.
4. Reaktor *Water Gas Shift* berfungsi untuk mengubah kandungan CO pada *syngas* menjadi CO<sub>2</sub>.
5. Reaktor *COS Hydrolysis* berfungsi mengubah semua kandungan sulfur (COS) menjadi H<sub>2</sub>S agar dapat dihilangkan pada proses *acid gas removal*.
6. CO<sub>2</sub> *Absorber* berfungsi untuk menghilangkan kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dalam *syngas*.

7. *Amine Regenerator* berfungsi untuk memisahkan zat pengotor dari MDEA yang akan disuplai kembali ke dalam kolom absorpsi.
8. *Ammonia converter* berfungsi untuk mengubah nitrogen dan hidrogen menjadi ammonia
9. *Ammonia Separator* berfungsi untuk memisahkan ammonia dengan komponen lainnya

#### VI. ANALISA EKONOMI

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan pada analisa ekonomi, disimpulkan bahwa *Capital Expenditures* (CAPEX) dan *Operational Expenses* (OPEX) yang dibutuhkan dalam keberlangsungan pabrik ammonia adalah sebesar Rp615.049,20 dan Rp 3.604.683.435.029. Perhitungan tersebut berasal dari pertimbangan beberapa aspek, seperti harga pasar bahan baku, klasifikasi harga peralatan, biaya untuk operasi dan utilitas, jumlah gaji karyawan, pengadaan lahan untuk pabrik, dll. Selain itu berdasarkan analisa evaluasi atau penilaian investasi terhadap pabrik ini menunjukkan bahwa *Internal Rate of Return* (IRR) diperoleh sebesar 25,43% per tahun yang nilainya lebih besar daripada bunga pinjaman modal bank yaitu sebesar 8% per tahun. Dalam perhitungan nilai *Net Present Value* (NPV), diperoleh bahwa NPV bernilai positif. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time*) untuk pabrik ini adalah selama 7,57 tahun. Sehingga berdasarkan data analisa ekonomi yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik ammonia dari batubara ini menghasilkan keuntungan dan layak untuk didirikan [7-8].

#### VII. KESIMPULAN

Berdasarkan analisis kelayakan pabrik yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut: Perencanaan operasi selama 24 jam/hari, 330 hari/tahun; Kapasitas produksi sebesar 90.000 ton/tahun; Lisensor proses yang dipilih yaitu untuk gasifikasi batu baranya adalah *Entrained Flow Gasifier* dan sintesa ammonianya adalah Kellog; Kebutuhan bahan bakunya adalah Batu bara sebesar 25.770 kg/jam; Umur pabrik adalah 20 tahun; Masa konstruksi selama 2 tahun; Analisis ekonomi yaitu untuk *fixed capital investent* sebesar 51.175.290 usd, *working capital investment* sebesar 10.235.058 usd, *total capital investment* sebesar 230.884.447 usd, hasil penjualan sebesar 277.757.568 usd/ year, *net present value* adalah positif, *internal rate of return* sebesar 25,43 %, *pay out time* adalah 7,57 tahun; lokasi berada di Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Kutai Timur, Kalimantan Timur.

Dari uraian diatas, maka Pabrik Amonia dari Batu Bara ini layak untuk didirikan dan beroperasi pada tahun 2026 dengan memperhatikan faktor teknis, ekonomi, dan lingkungan.

#### DAFTAR PUSTAKA

- [1] M. H. Al Rasyid and W. B. Sediawan, *Prarancangan Pabrik Ammonia dari Low Grade Coal Kapasitas 580.000 Ton/Tahun*. Yogyakarta: Departemen Teknik Kimia Universitas Gadjah Mada, 2016.
- [2] W. Wibowo and F. Moh., *Prarancangan Pabrik Amonia dari Batubara dan Udara Kapasitas 500.000 Ton/Tahun*. Yogyakarta: Departemen Teknik Kimia Universitas Gadjah Mada, 2015.
- [3] D. M. Himmelblau and J. B. Riggs, *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, 7th ed. New Jersey: Prentice Hall, Inc, 2004, ISBN: 9780131406346.

- [4] J. M. Smith and H. C. Van Ness, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Singapore: McGraw-Hill Inc, 1967, ISBN: 978-0070587045.
- [5] R. H. Perry, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 6th ed. McGraw-Hill Publishing Company, 1984, ISBN: 0070494797.
- [6] D. Q. Kern, *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill, 1965, ISBN: 0-07-085353-3.
- [7] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Singapore: McGraw-Hill Education, 2003, ISBN: 0-07-119872-5.
- [8] G. D. Ulrich, *A Guid to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Wiley & Sons, 1984, ISBN: 978-0471082767.