

Pra-Desain Pabrik Amonia dari Gas Alam

Sri Rani Kusumaningrum, Nidya Ahmadya Rosalin, Annas Wiguno, dan Gede Wibawa
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)
e-mail: gwibawa@chem-eng.its.ac.id

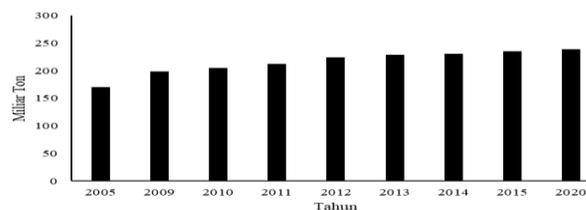
Abstrak—Sebagai salah satu bahan baku utama dari industri pupuk, konsumsi amonia dunia sejak tahun 2010 hingga tahun 2020 terus mengalami peningkatan, yaitu sekitar 1,81% tiap tahunnya. Adapun konsumsi amonia dalam negeri juga mengalami peningkatan. Selain konsumsi amonia dalam negeri yang terus meningkat, pemerintah juga sedang menawarkan proyek pembangunan pabrik pupuk dan petrokimia di Papua Barat. Pabrik ini direncanakan beroperasi pada tahun 2025 dengan kapasitas produksi 2500 ton amonia/hari dan berlokasi di Kabupaten Teluk Bintuni, Papua Barat, seperti program yang telah didukung oleh Pemerintah Indonesia. Adapun proses produksi amonia terbagi menjadi empat tahapan utama, yaitu Feed Gas Pre-Treatment, Syngas Generation, Syngas Purification, dan Ammonia Synthesis. Bahan baku yang diperlukan dari proses produksi amonia ini, antara lain gas alam, steam, dan udara. Untuk memenuhi kapasitas produksi tahunannya, diperlukan nilai OPEX (operating expenditures) sebesar \$ 513.097.665,87 dan nilai CAPEX (capital expenditures) sebesar \$ 740.000.997,05. Selain itu, didapatkan nilai Internal Rate of Return (IRR) sebesar 19,04% dengan bunga deposito bank sebesar 2%. Waktu pengembalian modal atau Pay Out Time (POT) yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik ini adalah selama 8 tahun 7 bulan dan nilai BEP sebesar 33,44%, serta nilai NPV sebesar \$ 817.824.352,85

Kata Kunci—Amonia, Gas Alam, Pupuk.

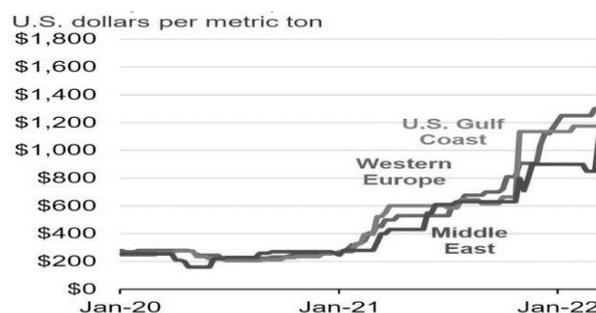
I. PENDAHULUAN

PADA tahun 2025, populasi penduduk di dunia diperkirakan akan mencapai angka 8,1 juta jiwa [1]. Hal itu menjadi tantangan perekonomian dunia dalam ketahanan pangan dimana pertambahan jumlah populasi manusia akan mengurangi jumlah lahan pertanian [2]. Sebagai salah satu kebutuhan dasar dari tumbuhan, ketersediaan nitrogen dalam bentuk pupuk sangat memengaruhi efisiensi dari produksi produk pertanian yang juga akan menekan kebutuhan lahan pertanian [1]. Kebutuhan akan nitrogen dalam bentuk pupuk harus diimbangi dengan ketersediaan bahan utamanya, yaitu amonia. Amonia merupakan bahan baku untuk produksi akrilonitril yang merupakan produk *intermediate* dari berbagai produk kimia, seperti plastik (*polyacrylonitrile* dan *isocyanates* untuk *polyurethanes*), karet (*nitrile butadiene*), dan fiber (*hexamethylenedaimen* untuk nilon 66 dan *caprllactam* untuk nilon 6) [3].

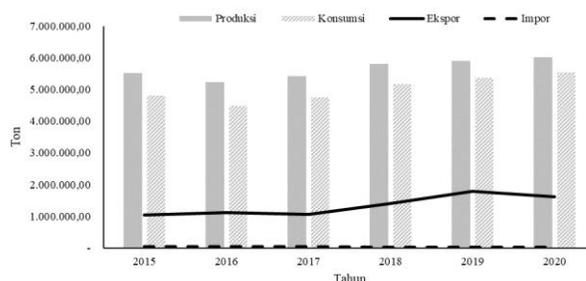
Secara global, konsumsi amonia sejak tahun 2010 hingga tahun 2020 terus mengalami peningkatan dengan grafik yang dapat dilihat pada Gambar 1. Secara rata-rata, kenaikan konsumsi amonia dunia berkisar pada angka 1,81%. Kenaikan konsumsi amonia dunia ini juga diikuti dengan kenaikan harga jual di berbagai area di dunia seperti yang terlihat pada Gambar 2 [4]. Kenaikan harga amonia ini dapat mengindikasikan naiknya permintaan amonia dunia. Laporan tahunan Pupuk Indonesia selama 5 tahun terakhir, konsumsi dan produksi



Gambar 1. Konsumsi amonia dunia.



Gambar 2. Trend harga amonia dunia.



Gambar 3. Produksi, konsumsi, ekspor, dan impor amonia Indonesia.

amonia Indonesia, baik untuk industri pupuk maupun untuk dijual sebagai produk non-pupuk memiliki grafik yang terus meningkat. Sedangkan untuk kapasitas ekspor dan impor amonia Indonesia, grafiknya juga menunjukkan peningkatan. Grafik dari data konsumsi, produksi, ekspor, dan impor terdapat pada Gambar 3.

Penawaran ini bertujuan untuk mengembangkan perekonomian wilayah Papua sekaligus mengulang *success story* pendirian pabrik pupuk dan petrokimia di kawasan *remote* Bontang. Rencana pemerintah ini direalisasikan dengan adanya pelebaran usaha PT Pupuk Kalimantan Timur di kawasan Papua Barat [5].

Ditinjau dari tingkat konsumsi amonia dalam negeri maupun global yang terus meningkat, harga jual amonia secara global dalam dua tahun terakhir yang terus mengalami kenaikan, ketersediaan bahan baku yang melimpah, dan dukungan pemerintah akan pengembangan industri pupuk dan petrokimia menjadikan amonia menjadi salah satu komoditi yang memiliki

Tabel 1.
Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Amonia pada Tahun 2011-2020 dalam Ribu Ton

Tahun	Produksi Amonia	Konsumsi Amonia	Ekspor Amonia	Impor Amonia
2011	4.508,23	4.686,67	1.067,93	86,67
2012	4.560,72	4.800,52	959,88	338,65
2013	4.588,80	4.655,35	793,51	171,16
2014	5.058,18	4.685,94	683,53	59,12
2015	5.524,68	4.807,01	1.032,35	42,99
2016	5.239,15	4.491,74	1.114,47	45,73
2017	5.422,15	4.752,45	1.055,33	36,42
2018	5.805,66	5.174,06	1.395,56	21,58
2019	5.906,38	5.367,34	1.792,83	12,30
2020	6.013,01	5.548,21	1.611,94	20,45

Tabel 2.
Perkiraan Pasokan Gas Alam Indonesia 2018 - 2027

Region	Tahun (MMSCFD)			
	2018	2021	2024	2027
Region I	303,74	395,55	436,38	321,88
Region II	2.832,66	2.946,05	2.055,96	2.433,20
Region III	79,98	52,50	50,00	0,00
Region IV	628,66	873,26	668,38	508,30
Region V	1.994,14	2.104,36	2.363,30	2.087,11
Region VI	1.613,49	2.253,49	2.277,71	2.697,72

pasar yang menjanjikan. Maka dari itu dibuatlah rancangan Pra-Desain Pabrik Amonia dari gas Alam untuk mengetahui prospek pendirian pabrik kedepannya.

II. DATA DASAR PERANCANGAN

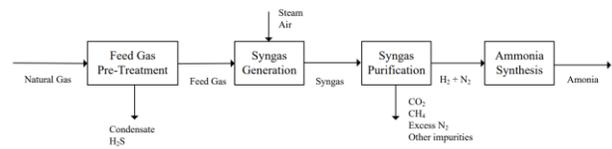
A. Ketersediaan dan Kualitas Bahan Baku dan Produk

Bahan baku pembuatan amonia adalah hidrogen yang dapat diperoleh dari gas alam maupun batu bara, serta gas nitrogen yang dapat diperoleh dari udara. Penggunaan gas alam sebagai bahan baku pembuatan amonia memiliki presentase yang lebih besar dibanding batu bara, yaitu sebesar 65%. Hal ini disebabkan karena banyaknya cadangan gas alam yang melimpah di berbagai daerah, harga yang kompetitif, dan emisi CO₂ yang rendah.

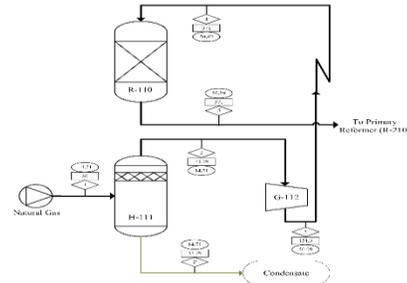
Gas alam atau gas bumi merupakan energi primer paling banyak ketiga yang digunakan di Indonesia setelah minyak bumi dan batubara. Cadangan gas bumi per Januari 2017 di Indonesia mencapai 142,72 TSCF (*Trillion Standars Cubic Feet*) dengan cadangan terbukti sebesar 100,36 TSCF dan cadangan potensial sebesar 42,36 TSCF. Cadangan terbesar berada di Region II sebesar 74,83 TSCF termasuk *East Natuna* sebesar 46 TSCF, Region VI sebesar 40,61 TSCF, serta Region V sebesar 15,35 TSCF. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi, memperkirakan pasokan gas bumi nasional untuk tahun 2018-2027 yang disebut sebagai Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027 seperti yang ditampilkan pada Tabel 1 [6].

B. Penentuan Kapasitas

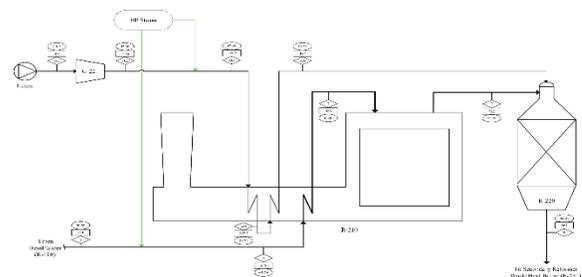
Penentuan kapasitas produksi pabrik ini didasarkan pada beberapa pertimbangan, seperti tren harga jual amonia; data produksi, konsumsi, impor, dan ekspor Indonesia; tahun mulai



Gambar 4. Diagram blok proses produksi amonia dari gas alam.



Gambar 5. Unit proses *feed gas pre-treatment* terdiri dari *gas dehydrator* (H-111), *feed gas compressor* (G-112), dan *desulfurizer* (R-110).



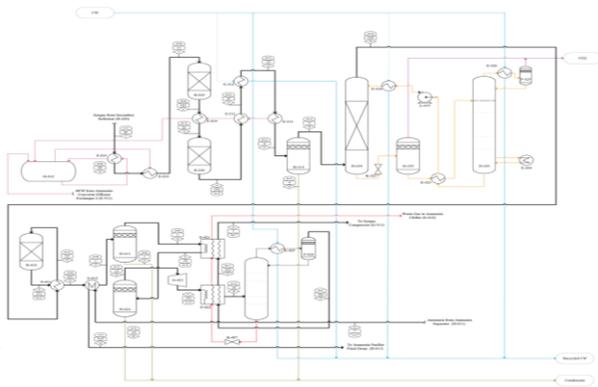
Gambar 6. Unit proses *syngas generation* terdiri dari *primary gas reformer* (R-210) dan *secondary reformer* (R-220).

beroperasinya pabrik dan *life span*-nya; serta ketersediaan bahan baku. Pabrik ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2025. Data produksi amonia dari 5 pabrik pupuk di bawah naungan PT Pupuk Indonesia, yaitu PT Pupuk Iskandar Muda, PT Pupuk Sriwidjaja, PT Pupuk Kujang, PT Pupuk Petrokimia Gresik, dan PT Pupuk Kalimantan Timur dijadikan sebagai referensi data produksi amonia di Indonesia. Sedangkan data konsumsi amonia Indonesia didapat melalui persamaan di bawah ini:

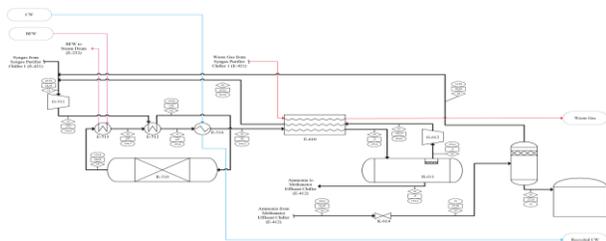
$$\text{Konsumsi amonia} \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) = \frac{\text{produksi urea} \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) \times 0,566 \text{ ton amonia}}{80\%}$$

Data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor pada Tabel 2 kemudian diolah untuk mengetahui peluang kapasitas produksi amonia pada tahun 2025, yaitu sebesar 1.253.522,83 ton. Untuk memenuhi peluang kapasitas produksi amonia tersebut, pabrik ini akan memiliki kapasitas produksi 2500 ton amonia/hari dengan basis waktu operasi selama 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik selama 24 jam/hari.

Untuk memproduksi 2500 ton amonia/hari dibutuhkan 62,25 MMSCFD gas alam. Hal ini didukung oleh besarnya cadangan gas alam di Region VI, wilayah dimana pabrik ini akan didirikan, yang tersaji pada Tabel 1 sebesar 2.277,71 MMSCFD. Sehingga untuk mengoperasikan pabrik amonia kapasitas 2500 ton/hari selama 25 tahun dibutuhkan total



Gambar 7. Unit proses syngas purification terdiri dari high temperature shift converter (R-230), low temperature shift converter (R-240), CO₂ absorber (D-310), CO₂ stripper (D-320), methanator (R-410), dan syngas purifier (D-420).



Gambar 8. Unit proses ammonia synthesis terdiri dari syngas compressor (G-511), ammonia converter (R-510), dan ammonia chiller (E-610).

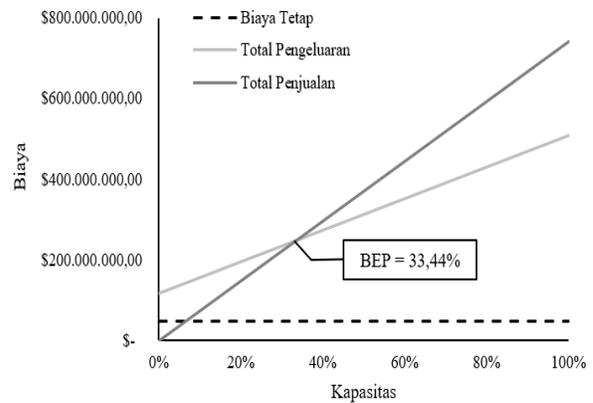
544,68 BSCF, yang mana bisa dipenuhi oleh cadangan gas alam total di Region VI.

C. Lokasi dan Ketersediaan Utilitas

Lokasi suatu pabrik menjadi salah satu faktor penting dalam kelangsungan operasinya. Penentuan lokasi pabrik harus disesuaikan dengan kebutuhan pabrik sehingga pabrik dapat berjalan lancar, efektif, dan efisien, serta diharapkan dapat memberikan keuntungan yang signifikan baik untuk pabrik, pemerintah, atau masyarakat. Lokasi pabrik ditentukan berdasarkan faktor – faktor tertentu yang dapat mempengaruhi besarnya biaya produksi dan distribusi. Berikut merupakan faktor – faktor dalam menentukan lokasi pabrik: ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran, aksesibilitas dan fasilitas transportasi, tenaga kerja, utilitas, iklim dan topografi, ketersediaan lahan.

Berdasarkan ketersediaan bahan baku gas alam yang tersedia di wilayah Indonesia terlihat bahwa daerah Region VI memiliki cadangan gas alam terbesar. Selain itu, dilihat dari pendirian pabrik pupuk di Indonesia maka wilayah Papua Barat akan menjadi lokasi pendirian pabrik amonia ini dengan potensi cadangan gas alamnya dan belum adanya pabrik pupuk di sekitar wilayah Papua Barat. Terdapat dua kemungkinan pendirian lokasi yang lebih spesifik di Papua Barat yaitu wilayah Kabupaten Fakfak dan Kabupaten Teluk Bintuni.

Berdasarkan beberapa faktor yang telah ditentukan, penentuan lokasi pabrik dapat dilakukan dengan menggunakan metode analytical hierarchy process (AHP) dengan bantuan software Expert Choice. Hasil dari AHP didapatkan bahwa Kabupaten Teluk Bintuni dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik.



Gambar 9. Break even point.

III. URAIAN PROSES

Secara umum, proses produksi amonia dari gas alam terdiri dari beberapa tahap, yaitu tahap *feed gas pre-treatment*, *syngas generation*, *syngas purification*, dan *ammonia synthesis* seperti yang terlihat pada Gambar 4

A. Feed Gas Pre-Treatment

Feed Gas Pre-Treatment meliputi sebagai berikut:

1) Condensate Removal

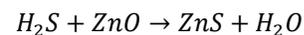
Feed gas dialirkan ke *gas dehydrator* (H-111) untuk menghilangkan kondensat yang terbawa. H-111 beroperasi pada tekanan dan suhu yang sama dengan aliran *feed gas*.

2) Feed Gas Compression

Feed gas yang sudah tidak mengandung kondensat akan dinaikan tekanannya menjadi 50,99 bar dengan menggunakan *feed gas compressor* (G-112). G-112 merupakan kompresor jenis *single stage centrifugal compressor* dan digerakan dengan *turbine* (Gambar 5).

3) Feed Gas Desulfurization

Desulfurisasi merupakan langkah untuk menghilangkan senyawa sulfur yang terkandung di gas alam sebagai senyawa H₂S. Hidrogen sulfida (H₂S) merupakan senyawa yang bersifat toxic terhadap katalis dan korosif sehingga dapat merusak pipa. Sebelum masuk desulfurizer, campuran gas dipanaskan di *feed preheat coil* yang berada di *convection section primary reformer* sampai 371 °C dan 50,89 bar. Setelah dipanaskan, gas akan dimasukkan ke proses desulfurisasi yang berlangsung di *desulfurizer* (R-110). R-110 merupakan sebuah *packed bed reactor* yang berisi adsorben seng oksida. Hidrogen sulfida diserap hingga menjadi seng sulfida dengan reaksi berikut:

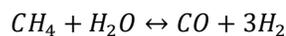


Kandungan sulfur yang dihasilkan dari proses ini mencapai < 0,1 ppmv total sulfur.

B. Syngas Generation

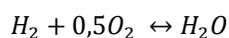
Tahap *syngas generation* melibatkan dua proses yaitu *primary reformer* dan *secondary reformer*. Adanya *secondary reformer* bertujuan untuk meningkatkan produksi hidrogen.

Primary reformer (R-210) merupakan *gas fired furnace* yang terdiri dari *radiant* dan *convection section*. Gas hasil desulfurisasi akan dicampurkan dengan *high pressure steam* (HPS) pada suhu 356 °C dengan rasio 2,97 mol steam/mol gas. Gas yang sudah bercampur dengan *steam* akan mencapai suhu 301,5 °C dan tekanan 45 bar. Campuran gas dan *steam* selanjutnya dipanaskan di *mixed feed coil* di bagian *convection section* sehingga mencapai suhu 488°C dan tekanan 44,89 bar. Campuran gas akan dimasukkan ke dalam *tube* berupa *packed bed* berisi katalis nikel. Posisi *tube* dipasang memanjang secara vertikal. Di bagian atas *tube* terdapat *arch burner* yang akan menyuplai kebutuhan panas reaksi. Gas campuran akan mengalir di sepanjang *tube* katalis dan bereaksi menghasilkan H₂ dan CO dengan reaksi endotermis.



Gas yang keluar dari *tube* katalis berkisar 722 °C dan 40,97 bar dengan kandungan metana sebesar 11,13 mol%. Selanjutnya, gas dialirkan ke *secondary reformer* (R-220).

Proses yang terjadi di R-220 yaitu reaksi antara *syngas* hasil *primary reformer* dengan udara proses untuk menghasilkan nitrogen. Nitrogen yang diperlukan untuk sintesis amonia bersumber dari udara atmosfer yang masuk proses dengan *air compressor* (G-221). G-221 merupakan kompresor jenis *multistage* dengan jumlah *stage* sebanyak empat. Udara proses yang keluar G-221 berada pada tekanan 43,48 bar. Sebelum bereaksi di R-220, udara proses dicampurkan dengan *high pressure steam* pada suhu 280,4 °C dan tekanan 45 bar. *Steam* digunakan untuk memastikan adanya aliran ke ruang bakar jika terjadi kehilangan udara proses, sehingga udara proses mencapai suhu 147,1 °C dan tekanan 43,48 bar. Selanjutnya, udara proses akan dipanaskan di *air preheat coil* sampai 497 °C. Udara proses yang telah dipanaskan akan dinjakasikan ke R-220 untuk menghasilkan panas reaksi dan kinetika reaksi di R-220. *Syngas* akan bercampur dengan udara proses dan terjadi reaksi pembakaran secara spontan dan menghasilkan suasana dengan suhu 1224 °C. Reaksi pembakaran yang terjadi adalah sebagai berikut.



Gas panas akan mengalir melalui *bed* katalis nikel dimana reaksi *steam reforming* dan *shift reaction* terjadi. Reaksi ini terjadi secara endotermis sehingga suhu gas yang keluar menjadi 896,5 °C dan tekanannya 40,27 bar. Reaksi *steam reforming* dan *shift reaction* yang terjadi adalah sebagai berikut.



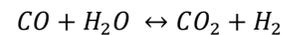
C. Syngas Purification

Syngas Purification meliputi sebagai berikut:

1) Shift Conversion

Aliran *syngas* hasil proses *syngas generation* mengandung sejumlah CO dan CO₂ yang harus dihilangkan sebelum masuk ke proses *ammonia synthesis*. Karbon monoksida dapat dihilangkan dengan sebuah proses yang dinamakan *shift*

conversion. Dengan proses ini, karbon monoksida dikonversi menjadi karbon dioksida berdasarkan reaksi berikut



Reaksi tersebut bersifat bolak balik dan eksotermis atau menghasilkan panas. Laju reaksi optimalnya dapat dicapai saat suhu tinggi, sedangkan kesetimbangan reaksi optimal dapat dicapai saat suhunya rendah. Maka dari itu, proses *shift conversion* dilakukan dalam dua tahap, yaitu pada suhu yang tinggi dan suhu yang rendah.

Pada proses *shift conversion* dengan suhu tinggi, *packed bed reactor* bernama *high temperature shift converter* (R-230) digunakan sebagai media terjadinya reaksi. Katalis yang digunakan pada tahap ini adalah katalis *copper promoted iron*. Katalis ini akan aktif saat temperatur operasinya diatas 350 °C. Maka dari itu, aliran *syngas* keluaran R-220 yang memiliki suhu 896,5 °C harus didinginkan terlebih dahulu. Pendinginan dilakukan dalam beberapa tahap. Pendinginan pertama dilakukan pada *secondary reformer waste heat boiler* (E-231), dimana aliran *syngas* keluaran R-220 didinginkan oleh *boiler feed water* (BFW) dari *steam drum* (H-232) hingga suhunya menjadi 500 °C. Pendinginan kedua dilakukan pada *high pressure steam super heater* (E-233), dimana aliran *syngas* keluaran E-231 didinginkan oleh *high pressure steam* dari H-323 hingga suhunya menjadi 371 °C. Aliran *syngas* keluaran E-233 selanjutnya akan memasuki R-230 untuk mengalami proses *shift conversion* suhu tinggi. Hasil konversi karbon monoksida menjadi karbon dioksida pada tahap ini adalah sebesar 73,41%.

Karena konversi karbon monoksida yang masih kecil, proses *shift conversion* suhu rendah harus dilakukan. Proses ini dilakukan di *low temperature shift converter* (R-240) yang merupakan sebuah *packed bed reactor* dengan katalis *copper/zinc*. Seperti namanya, proses yang terjadi di R-240 berada pada suhu yang lebih rendah dari pada di R-230. Maka dari itu, aliran *syngas* keluaran R-220 harus didinginkan terlebih dahulu. Pendinginan dilakukan pada HTS *effluent steam generator*, dimana aliran *syngas* keluaran R-230 akan didinginkan dengan BFW dari E-234 hingga suhunya menjadi 205 °C. Setelah itu aliran *syngas* akan masuk ke dalam R-240 untuk mengalami proses *shift conversion* suhu rendah. Hasil konversi karbon monoksida menjadi karbon dioksida pada tahap ini adalah sebesar 91,26%.

2) CO₂ Removal

Seperti yang telah disebutkan sebelumnya, CO₂ tidak boleh ada pada aliran *syngas* yang akan masuk ke dalam proses *ammonia synthesis*. Untuk menghilangkan kandungan CO₂ ini, dilakukan proses *CO₂ removal*. Proses *CO₂ removal* merupakan proses yang terdiri dari dua proses utama, yaitu absorpsi dan *stripping*.

Absorpsi merupakan proses pemisahan CO₂ dari aliran *syngas* menggunakan larutan *solvent* yang terjadi dalam sebuah *packed column* bernama *CO₂ absorber* (D-310). Larutan *solvent* yang digunakan terdiri dari MDEA (wt% 30), piperazine (wt% 10), dan sisanya air.

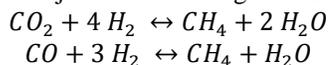
Penambahan piperazine dilakukan karena senyawa ini memiliki beberapa kelebihan, diantaranya tingkat degradasi

termal dan oksidatif yang rendah, energi regenerasi yang tinggi, tingkat penyerapan CO₂ yang cepat, dan korosivitas relatif rendah dibanding amine. Proses absorpsi ini merupakan proses absorpsi kimia dimana karbon dioksida akan beraksi dengan larutan *solvent* yang nantinya akan dipisahkan pada proses regenerasi larutan *solvent*. Proses ini terjadi pada suhu yang rendah dan tekanan yang tinggi.

Setelah larutan *solvent* digunakan pada proses absorpsi, larutannya akan jenuh dengan karbon dioksida atau biasa disebut dengan *rich solution*. *Rich solution* ini harus diregenerasi agar dapat digunakan kembali untuk memisahkan karbon dioksida dari aliran *syngas*. Regenerasi *rich solution* inilah yang disebut dengan proses *stripping*. Sebelum memasuki proses *stripping*, *rich solution* akan diturunkan tekanannya dari 38,8 bar menjadi 6 bar menggunakan *rich solution JT-valve* (K-321). Penurunan tekanan yang tiba-tiba ini akan membuat sebagian kecil gas karbon dioksida terbentuk dan kemudian akan dipisahkan menggunakan *rich solution separator* (H-322). Produk atas dari H-322 terdiri dari gas hidrogen, CO₂, CO, dan hidrokarbon lain dalam bentuk gas. Campuran gas ini nantinya akan disalurkan ke pabrik urea untuk diolah lebih lanjut. Setelah fraksi uapnya dipisahkan, *rich solution* selanjutnya akan dipanaskan menggunakan aliran *lean solution* keluaran CO₂ *stripper* (D-320) pada *lean solution exchanger* (E-323). Pemanasan ini dilakukan karena proses *stripping* dilakukan pada suhu yang tinggi dan tekanan yang rendah. *Rich solution* yang sudah dipanaskan hingga suhunya mencapai 99 °C akan memasuki kolom distilasi yang bernama CO₂ *stripper* (D-320) dimana proses *stripping* akan terjadi. Kolom distilasi ini memiliki 20 *tray* dan dilengkapi dengan *condenser* serta *reboiler*. Produk atas dari D-320 merupakan gas yang didominasi oleh CO₂ yang akan digabung dengan produk atas dari H-322 untuk selanjutnya disalurkan ke pabrik urea. Sedangkan produk bawah dari D-320 adalah *lean solution* yang akan digunakan kembali untuk memisahkan CO₂ dari aliran *syngas* pada D-310.

3) Methanation

Methanation merupakan proses penghilangan CO dan CO₂ dari aliran *syngas* yang terakhir. Meskipun proses *shift conversion* dan CO₂ *removal* telah dilakukan, masih ada jejak kedua komponen di aliran *syngas* yang ada. Proses *methanation* merupakan proses yang mereaksikan karbon monoksida dan karbon dioksida menjadi metana sebagai berikut



Reaksi ini bersifat eksotermis dan berlangsung dengan konversi yang hampir sempurna.

Proses ini terjadi di *packed bed reactor* bernama *methanator* (R-410) yang berisi katalis nikel. Proses ini merupakan proses yang sederhana dan dapat diandalkan. Meskipun begitu, terdapat beberapa gas hidrogen yang hilang dan bertambahnya gas metana pada aliran *syngas*. Namun hal ini dapat diatasi dengan adanya proses *syngas purifier* yang akan dibahas lebih lanjut.

4) Syngas Purifier

Komposisi gas yang diperbolehkan untuk memasuki proses *ammonia synthesis* terdiri dari gas hidrogen, dan nitrogen, serta sebagian kecil argon. Selain ketiga komponen tersebut, kandungan lain harus dihilangkan dari aliran *syngas* dengan menggunakan proses *syngas purifier*. Proses *syngas purifier* ini terjadi dalam beberapa tahap, yaitu tahap pendinginan dan tahap pemisahan komponen gas yang tidak diperlukan. Tahap pendinginan aliran *syngas* dilakukan dalam 5 tahap.

Tahap pertama dilakukan pada *methanator effluent exchanger* (E-411) dimana aliran *syngas* keluaran R-410 akan didinginkan oleh aliran *syngas* yang akan masuk ke dalam R-410. Pada tahap ini suhu dari aliran *syngas* turun hingga 54,28 °C. Selanjutnya aliran *syngas* akan didinginkan pada *methanator effluent chiller 1* (E-412) dimana aliran *syngas* didinginkan oleh *cooling water* hingga suhunya menjadi 25 °C. Setelah itu didinginkan lagi di *methanator effluent chiller 2* (E-413) menggunakan *waste gas* hingga suhunya mencapai 4 °C. Setelah tahap ini, sebagian aliran *syngas* telah terkondensasi sehingga perlu dipisahkan kondensatnya menggunakan *methanator effluent separator* (H-414). Produk atas dari H-414 kemudian akan didinginkan lagi pada *syngas purifier chiller* (E-421) hingga suhunya mencapai -129 °C. Pada G-423 terjadi penurunan dari 37,98 bar menjadi 30 bar. Penurunan tekanan yang tiba – tiba ini juga akan mengakibatkan penurunan suhu aliran *syngas* dari -129 °C menjadi -137,04 °C. Aliran *syngas* kemudian akan didinginkan untuk yang terakhir kalinya sebelum memasuki proses pemisahan komponen dengan menggunakan *syngas purifier chiller 2* (E-422). E-421 merupakan alat pemindah panas yang terdiri dari 3 aliran, yaitu aliran panas *syngas*, aliran dingin *purified syngas*, dan aliran dingin *waste gas*. Aliran *syngas* keluaran E-422 memiliki suhu -160 °C.

Setelah didinginkan, selanjutnya aliran *syngas* akan dipisahkan komponen-komponen yang tidak diinginkan dan disesuaikan rasio gas hidrogen : nitrogen menjadi sebesar 3:1 dengan menggunakan *Syngas Purifier* (D-420). D-420 merupakan sebuah kolom *absorber* tanpa *reboiler* atau yang biasa disebut dengan *reflux absorber*. Produk atas dari D-420 ini adalah aliran *syngas* yang rasio gas hidrogen : nitrogen sudah sesuai, yaitu 3:1. Sedangkan aliran bawahnya merupakan aliran *waste gas* yang nantinya akan dimanfaatkan menjadi pendingin sebelum akhirnya digunakan sebagai *fuel* tambahan di R-210 (Gambar 6).

D. Ammonia Synthesis

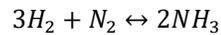
Ammonia Synthesis meliputi di bawah ini:

1) Syngas Compression

Aliran *syngas* hasil keluaran D-420 kemudian akan bergabung dengan *recycle gas* sehingga tekanannya akan turun dan memerlukan proses kompresi (Gambar 7). Aliran campuran ini akan ditekan hingga tekanannya mencapai 154,87 bar menggunakan *syngas compressor* (G-511). G-511 merupakan *multi stage centrifugal compressor* dengan 3 *stage* dan *intercooler* di setiap *stage*-nya.

2) Ammonia Synthesis

Setelah ditekan hingga mencapai tekanan yang diinginkan pada proses *syngas compression*, aliran *syngas* kemudian akan dipanaskan di *ammonia converter effluent exchanger 2* (E-512) hingga suhunya mencapai 176 °C. Setelah itu, aliran *syngas* akan memasuki *ammonia converter* (R-510) dimana reaksi pembentukan amonia akan terjadi sebagai berikut:



Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis dan dibatasi oleh kesetimbangan. Suhu yang tinggi akan mempercepat laju reaksi namun akan mengurangi kesetimbangannya. D-510 merupakan *horizontal packed bed reactor* yang berisi katalis *magnetite iron*. Konversi nitrogen menjadi amonia adalah sebesar 31,07%.

3) Ammonia Refrigeration

Untuk memisahkan produk amonia yang terbentuk dari aliran gas, diperlukan proses pendinginan dari aliran keluaran R-510. Proses pendinginan dilakukan dalam 4 tahap. Tahap pertama adalah proses pendinginan pada *ammonia converter effluent exchanger 1* (E-513), dimana aliran keluaran R-510 didinginkan oleh BFW sampai suhunya menjadi 197 °C. Pendinginan tahap 2 dilakukan pada *ammonia converter effluent exchanger 2* (E-512), dimana aliran keluaran E-512 didinginkan oleh *compressed syngas* sampai suhunya menjadi 129,9 °C.

Pendinginan tahap 3 dilakukan pada *ammonia converter effluent exchanger 3* (E-514), dimana aliran keluaran E-513 didinginkan oleh *cooling water* sampai suhunya menjadi 38 °C. Pendinginan tahap 4 dilakukan pada *ammonia chiller* (E-610) hingga suhunya mencapai -5 °C. Pendinginan pada E-610 dilakukan dengan menggunakan *propane refrigerant*.

Setelah didinginkan di E-610, aliran amonia akan *diffuse* di dalam *ammonia flash tank* (H-611) dimana tekanannya diturunkan hingga 5 bar dan suhunya turun menjadi -44,91 °C. Di H-611 juga akan terjadi pemisahan antara *liquid ammonia* dengan *recycle gas*.

Recycle gas yang akan ditekan lagi tekanannya menjadi 137 bar pada *recycle gas compressor* (G-612) sebelum dimasukkan kembali ke proses *ammonia synthesis*. Sedangkan produk bawah dari E-610 adalah *liquid ammonia* dengan kemurnian 99,99% persen massa (Gambar 8).

IV. NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa menggunakan dasar persamaan sebagai berikut:

$$Accumulation = In - Out + Generation - Consumption$$

Pabrik amonia yang akan didirikan memiliki kapasitas 2500 ton/hari dengan kebutuhan gas alam sebagai bahan baku sebesar 62,429 MMSCFD. Pabrik beroperasi dengan waktu kerja selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Proses produksi *synthesis gas* membutuhkan udara sebanyak 159.308,957 kg/jam dan *steam* sebanyak 169.096,340 kg/jam.

V. ANALISA EKONOMI

Gambar 4 Analisa ekonomi dilakukan dengan tujuan memperkirakan kelayakan suatu pabrik yang akan didirikan. Beberapa faktor yang dianalisa meliputi *capital expenditure* (CAPEX) dan *operating expense* (OPEX), *net present value* (NPV), laju pengembalian modal (*internal rate of return/IRR*), waktu pengembalian modal minimum (*pay out time/POT*), titik impas (*break event point/BEP*).

A. Capital Expenditure (CAPEX) dan Operating Expenditure (OPEX)

Biaya yang dibutuhkan dalam membangun dan menjalankan pabrik dikategorikan mejadi *capital expenditures* (CAPEX) dan *operational expenditures* (OPEX). *Capital expenditures* (CAPEX) merupakan pembelian yang dilakukan oleh perusahaan untuk memenuhi aset bagi perusahaan. Sementara, *operational expenditures* (OPEX) adalah biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan untuk memenuhi kebutuhan operasional. Pada perhitungan yang telah dilakukan, CAPEX diperoleh dari total harga aset – aset yang dimiliki oleh perusahaan. Besar nilai CAPEX yang diperoleh untuk pabrik amonia dari gas alam sebesar \$ 740.000.997,05. Sedangkan, perhitungan OPEX didasarkan pada besar *total production cost* (TPC). Besar nilai OPEX yang diperoleh untuk pabrik amonia dari gas alam sebesar \$ 513.097.665,87.

B. Net Present Value (NPV)

Net present value (NPV) merupakan analisa yang bertujuan untuk membandingkan nilai investasi sekarang dengan nilai investasi pada masa mendatang. Penentuan nilai NPV didasarkan pada nilai *weighted average cost of capital* (WACC). WACC merupakan perhitungan *cost of capital* untuk menguji kelayakan investasi berdasarkan struktur modal yang bervariasi dari nilai modal sendiri dan modal pinjaman. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, nilai NPV diperoleh sebesar \$ 817824352,9 dengan nilai WACC sebesar 8,70% Nilai NPV yang positif dapat menyatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

C. Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return/IRR)

Internal rate of return (IRR) merupakan tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan dapat menutup seluruh jumlah modal yang dikeluarkan. Pada perhitungan yang telah dilakukan dapat diperoleh nilai *i* (*discounted factor*) sebesar 19,04%. Nilai tersebut lebih besar dibandingkan dengan nilai WACC yang menunjukkan bahwa pabrik yang akan didirikan layak untuk dijalankan.

D. Waktu Pengembalian Modal Minimum (Pay Out Time/POT)

Pay out time (POT) merupakan jangka waktu minimum secara teoritis yang diperlukan untuk memulihkan investasi modal awal dalam bentuk arus kas ke proyek berdasarkan total pendapatan dikurangi semua biaya kecuali penyusutan. Perhitungan POT berdasarkan akumulasi arus kas yang masuk lebih dari nilai CAPEX. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, waktu pengembalian modal didapatkan pada 8,74

tahun. Waktu pengembalian modal tersebut kurang dari setengah umur pabrik sehingga pabrik layak untuk didirikan.

E. Titik Impas (Break Even Point/BEP)

Break even point (BEP) merupakan besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan, tidak terjadi keuntungan atau kerugian. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, nilai BEP didapatkan sebesar 33,44% seperti yang tertera pada Gambar 9.

VI. KESIMPULAN

Pabrik amonia dari gas alam dirancang untuk kapasitas 2500 ton/hari. Pabrik ini akan didirikan di Kabupaten Teluk Bintuni, Papua Barat. Proses utama meliputi *feed gas pre-treatment*, *syngas generation*, *syngas purification*, dan *ammonia synthesis*. Berdasarkan perhitungan analisis ekonomi yang telah dilakukan, dapat diketahui bahwa: NPV (*net present value*) sebesar \$ 81.7824.352,9; IRR (*internal rate of return*) sebesar 19,04%; POT (*pay out time*) selama 8,74 tahun; dan BEP (*break even point*) sebesar 33,44% dari kapasitas total. Sehingga dapat

disimpulkan bahwa pabrik amonia dari gas alam ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] OECD and FAO, *OECD-FAO Agricultural Outlook 2016-2025*. United Nations: Organisation for Economic Cooperation and Development (OECD), 2016. doi: 10.1787/agr_outlook-2016-en.
- [2] M. Klimczyk, A. Siczek, and L. Schimmelpfennig, "Improving the efficiency of urea-based fertilization leading to reduction in ammonia emission," *Sci. Total Environ.*, vol. 771, p. 145483, 2021, doi: 10.1016/j.scitotenv.2021.145483.
- [3] IEA, *Ammonia Technology Roadmap*, 1st ed. Paris: International Energy Agency, 2021. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/ammonia-technology-roadmap>
- [4] E. Rokhayati and A. A. Kiss, "Unraveling the effect of variable natural gas feedstock on an industrial ammonia process," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 166, p. 107951, 2022, doi: 10.1016/j.compchemeng.2022.107951.
- [5] S. Watanabe, "Chemistry of H₂S over the surface of Common solid sorbents in industrial natural gas desulfurization," *Catal. Today*, vol. 371, pp. 204–220, 2021, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2020.05.064>.
- [6] H. Pashaei, A. Ghaemi, M. Nasiri, and B. Karami, "Experimental modeling and optimization of CO₂ absorption into piperazine solutions using RSM-CCD methodology," *ACS Omega*, vol. 5, no. 15, pp. 8432–8448, 2020, doi: 10.1021/acsomega.9b03363.