

Pra Desain Pabrik Floating Lng Di Blok Masela

Hadi Wiratama, Hezron Yerido, Gede Wibawa dan Kuswandi
 Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)
 Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111 Indonesia
e-mail: gwibawa@chem-eng.its.ac.id

Abstrak – Gas alam dapat ditemukan di ladang minyak, ladang gas bumi dan juga tambang batu bara. Gas alam cair (Liquefied Natural Gas, LNG) adalah gas alam yang telah diproses untuk menghilangkan pengotor dan hidrokarbon berat, kemudian gas alam dikondensasi menjadi cairan pada tekanan atmosfer dengan mendinginkannya sekitar -160° C. Proses pembuatan LNG dari gas alam terdiri dari 3 unit utama, diantaranya 1. Treating unit: yang terdiri dari dehydration unit. 2. Fractionation unit : Plant Fractionation Unit bertujuan untuk memisahkan hidrokarbon berat dalam gas alam sehingga menghasilkan LNG dengan kandungan methane tinggi. 3. CO₂ Removal Unit dan Liquefaction unit : yang terdiri dari Refrigeration Unit dan Liquefaction Unit diikuti oleh CO₂ Removal. Sekitar sepertiga atau 60 Trillyun Ft³ cadangan gas alam di dunia berada di lepas pantai, sehingga dengan adanya Floating LNG plant dapat memaksimalkan sumber daya gas alam yang selama ini masih belum terjamah. Maka dari itu, Floating LNG Plant ini diproyeksikan menjadi solusi jangka panjang guna memenuhi pasokan gas untuk pembangkit listrik. Selain itu dapat mengatasi permasalahan pembebasan tanah untuk jalur pipa yang selama ini sulit untuk dilakukan, sehingga lebih memungkinkan untuk membangun pabrik LNG terapung (Floating LNG Plant). Proses FLNG ini berlangsung secara kontinyu, selama 24 jam/hari dan 330 hari/tahun dengan perencanaan sebagai berikut dengan kapasitas produksi = 2,5 MTPA (Juta Ton/Tahun). Berdasarkan analisa ekonomi dengan menggunakan metode pendekatan Discounted Cash Flow yang terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas/kinerja keuangan yang telah dilakukan, diperoleh hasil sebagai berikut: IRR = 40,05 % pertahun Pay Back Periode = 3,23 tahun dan BEP = 46,8 % Ditinjau dari uraian di atas, dapat disimpulkan secara teknis dan ekonomis, bahwa pra desain pabrik “Floating LNG” ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci— Floating, Gas Alam, Liquefaction, Pabrik

I. PENDAHULUAN

DI sektor gas alam, Indonesia masih tercatat sebagai salah satu negara penghasil gas alam yang diakui dunia. Menurut data Departemen ESDM pada 2010 total cadangan gas alam Indonesia tercatat mencapai 157,14 TCF (triliun cubic feet) atau $4,449 \times 10^{15}$ liter ($1 \text{ ft}^3 = 1027 \text{ bu} = 0,0283168 \text{ m}^3 = 0,21875 \text{ ton} = 0,0001767 \text{ boe, barrel of oil equivalent}$). Dari jumlah tersebut, sebanyak 108,4 TCF ($3,185 \times 10^{15}$ liter) merupakan gas alam terbukti sementara 48,74 TCF ($1,914 \times 10^{15}$ liter) sisanya belum terbukti atau potensial. Indonesia memiliki cadangan gas alam yang sangat besar dan tersebar di berbagai daerah tetapi untuk saat ini sumber gas alam Indonesia baru terdapat di empat tempat saja. Keempat tempat tersebut adalah Arun (Nangroe Aceh Darussalam), Pulau Natuna, Bontang (Kalimantan Timur), dan

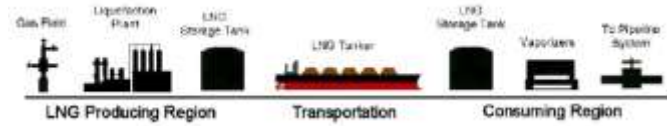
Tangguh (Irian Jaya Barat). Pada tahun 2012 jumlah cadangan gas bumi yang ada telah mencapai 150.70 Trillyun ft³ dimana terdiri atas 103.35 Trillyun ft³ cadangan terbukti dan 47.35 Trillyun ft³ cadangan potensial^[1]. Dengan tingkat cadangan dan tingkat produksi diatas, maka diperkirakan kita akan masih bisa menikmati gas alam dan hasil penjualannya selama kurun waktu 62 tahun ke depan. Gas alam merupakan salah satu kekayaan alam Indonesia yang dapat dimanfaatkan untuk berbagai produk, salah satunya diolah menjadi LNG (Liquefied Natural Gas) yang merupakan energi bersih, bebas polusi sehingga banyak diminati oleh negara-negara industri maju seperti Jepang, Korea, dan Taiwan. LNG (Liquefied Natural Gas) adalah gas alam yang telah diproses untuk menghilangkan ketidakmurnian dan hidrokarbon berat yang kemudian dikondensasi menjadi cairan pada tekanan atmosfer dengan mendinginkannya sekitar -160° C. Pencairan gas alam menjadi LNG ini bertujuan untuk memudahkan transportasi dan penyimpanan.

Penyaluran gas dari fasilitas produksi lepas pantai melalui pipa ke darat biasanya merupakan opsi pertama dalam pemanfaatan produksi gas lepas pantai. Meskipun demikian penyaluran gas melalui pipa baru dapat secara ekonomis dilakukan apabila produksi gas tersebut memadai dengan jarak yang relatif dekat. Hal tersebut juga menjadi alasan mengapa gas lepas pantai sulit untuk dibawa ke darat untuk dimanfaatkan. Untuk mengatasi hal seperti itu, dibuatlah suatu fasilitas pengisian gas terapung (Mini LNG Floating Production Storage Offloading) yang sifatnya dapat dipindah-pindahkan dan dapat diparkir dalam jangka waktu yang lama sesuai kebutuhan.

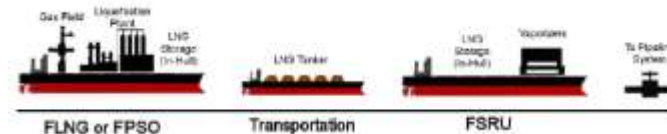
Sekitar sepertiga atau 60 Trillyun Ft³ cadangan gas alam di dunia berada di lepas pantai, sehingga dengan adanya floating LNG plant dapat memaksimalkan sumber daya gas alam yang selama ini masih belum terjamah. Pengembangan teknologi LNG lepas pantai pada dasarnya merupakan penggabungan dari teknologi pencairan, transportasi, penyimpanan, dan regasifikasi LNG yang telah berkembang hingga saat ini dengan teknologi substruktur lepas pantai yang digunakan di industri minyak dan gas. Pengembangan terminal produksi dan ekspor LNG lepas pantai dapat meningkatkan peluang untuk pemanfaatan gas terasosiasi serta stranded gas di lepas pantai yang selama ini tidak termanfaatkan. Sedangkan pengembangan terminal penerimaan LNG lepas pantai dapat menjadi solusi alternatif di tengah semakin sulitnya mendapatkan lahan yang memenuhi berbagai kriteria untuk terminal penerimaan LNG. Permasalahan keterbatasan area, lingkungan, keselamatan, dan keamanan juga mendorong adanya terminal penerimaan LNG di lepas pantai.

FLNG adalah LNG FPSO (Floating, Production, Storage, dan Offloading System), dimana kapal dibangun sebagai suatu fasilitas mandiri yang dapat menerima gas dari subsurface, melakukan processing (pengolahan, pemisahan, dan pencairan), penyimpanan, dan off-loading di suatu lapangan gas di laut.

Sistem pengoperasian FLNG sendiri terdiri dari pengondisian gas dan pencairan di dalam kapal yang beroperasi di lautan lepas, kapal LNG pengirim, dan FSRU.



Gambar 1. Onshore LNG Value Chain



Gambar 2. Offshore LNG Value Chain

II. URAIAN PROSES PENELITIAN

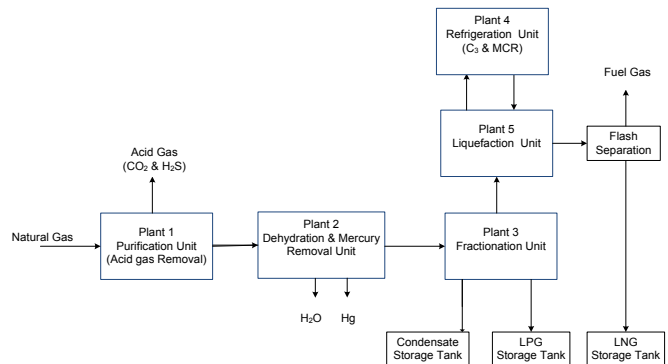
Untuk proses pembuatan LNG terdapat 4 main unit yang diperlukan, yaitu Acid Gas Removal, H₂O Removal, Fractination Unit, dan Liquefaction Unit [2]. Namun pada penelitian ini dipilih proses integrasi antara CO₂ removal dengan liquefaction unit, dikarenakan pentingnya meminimalisir unit operasi di atas kapal yang memiliki tempat terbatas.

Di setiap unit proses perlu dilakukan seleksi untuk menentukan proses yang paling efisien agar dapat memperoleh hasil yang maksimal dalam waktu yang seminimal mungkin bergantung terhadap berapa banyak komposisi pengotor seperti H₂O, CO₂ dan H₂S pada komposisi feed gas. Berikut adalah komposisi gas di Blok Masela.

Tabel 1
Komposisi gas alam di Blok Masela

Komposisi	% mol
N ₂	0.933
CO ₂	9.291
C ₁	81.49
C ₂	4.288
C ₃	1.512
i-C ₄	0.296
n-C ₄	0.143
i-C ₅	0.187
n-C ₅	0.157
C ₆	0.230
C ₇ ⁺	1.474
H ₂ S	0.001
Total	100

Dari berbagai macam proses pembuatan LNG, perlu dilakukan suatu pemilihan proses untuk menentukan proses yang paling efisien agar dapat memperoleh hasil yang semaksimal mungkin dalam waktu yang seminimal mungkin.



Gambar 3. Blok Diagram Proses Pembuatan LNG Secara Umum

Berdasarkan seleksi proses yang telah dilakukan, sehingga proses yang dipilih adalah *Expander Cycle*. Hal ini berdasarkan pertimbangan bahwa proses ini memiliki banyak keunggulan untuk diaplikasikan pada offshore plant. Sistem yang dipilih ini membutuhkan alokasi tempat yang relatif paling minim dibandingkan dengan sistem lainnya, selain itu tidak terdapat bahaya pada sistem penampungan refrijeran. Sistem ini juga merupakan yang paling flexible terhadap perubahan komposisi feed gas sehingga sangat cocok untuk diaplikasikan pada offshore plant. Sedangkan penggunaan dua expander ditujukan untuk menghindari kebutuhan pre-cooling, sehingga dengan menggunakan sistem ini tidak diperlukan lagi sistem refrijerasi (Plant 4). Berdasarkan pemilihan sistem diatas, maka pada pabrik *Floating LNG* yang akan didirikan ini tidak terdapat plant untuk refrijerasi karena telah terintegrasi langsung dengan sistem likuefaksi.

Dari seluruh tahapan seleksi proses yang telah dilakukan untuk tiap plant, berdasarkan pertimbangan-pertimbangan kriteria pemilihan teknologi *Floating LNG Plant* maka untuk tahapan Dehydration proses yang dipilih adalah Adsorpsi menggunakan Molecular Sieve, sedangkan untuk tahapan Acid Gas Removal dan Liquefaction proses yang dipilih adalah *Integrated Liquefaction and CO₂ Removal* yang merupakan modifikasi dari proses *Cryogenic Freeze Out* (CFO). Proses *Integrated Liquefaction and CO₂ Removal* ini memiliki prinsip kerja yang sama seperti proses CFO, hanya saja terdapat sedikit modifikasi yakni pendinginan pada Cold Box Exchanger hanya sampai pada titik triple point dari CO₂ kemudian proses pembekuan dilakukan di luar *Cold Box Exchanger* dengan menggunakan *JT-Valve* kemudian dipisahkan dengan hydrocyclone. Metode *Integrated Liquefaction and CO₂ Removal* ini sampai sekarang masih dalam proses penelitian dan pengembangan lebih lanjut oleh tim peneliti dari Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

A. Gas Dehydration Unit

Plant ini berfungsi untuk menghilangkan kandungan uap air (H₂O) pada feed gas untuk mencegah terbentuknya hidrat serta menghindari terjadinya pembekuan air pada sistem perpipaan. Gas umpan (feed gas) yang berasal dari sumur akan dilewatkan melalui unit pengering. Penghilangan uap air ini dilakukan dengan cara adsorpsi fisik menggunakan adsorbent molecular sieve tipe 3A (ukuran molekul H₂O 2,8Å). Penyerapan uap air ini dilakukan hingga kadar uap air (moisture) yang tersisa di dalam feed gas kurang dari 0.5 ppm.

Proses yang terjadi di (plant 1) adalah sebagai berikut. Feed gas yang berasal dari sumur akan masuk ke *Mixer to Dehydration* bersama dengan gas hasil recycle proses regenerasi molecular sieve, untuk kemudian dialirkan ke dalam unit Molecular Sieve type 3A. Melalui proses adsorpsi, gas umpan tersebut akan dihilangkan kadar moisture nya hingga dicapai kadar maksimum 0,5 ppm. Gas yang sudah bebas H₂O ini dialirkan ke *De-Methanizer Pre-Cooler* sebagai proses pendinginan awal sampai temperature -50°C melalui pertukaran panas dengan produk atas dari *De-Methanizer* untuk kemudian diproses lebih lanjut pada unit fraksinasi (Plant 2).

Molecular Sieve akan diregenerasi tiap delapan jam secara bergantian, dengan tujuan untuk menghilangkan uap air yang terakumulasi di dalam molecular sieve. Waktu yang dibutuhkan untuk regenerasi adalah 8 jam, yang terbagi menjadi tiga tahapan. Tahapan pertama adalah tahap pemansana selama 270 menit, kemudian tahap pendinginan selama 150 menit lalu diakhiri dengan tahap standby untuk menunggu sebelum kolom lain di regenerasi. Saat salah satu drier diregenerasi, dua drier yang lain akan beroperasi. Untuk mengaktifkan kembali molecular sieve yang sudah jenuh, dipakai gas panas bertekanan 66 bar dan temperatur 270°C yang telah dipanaskan oleh *Regenerator Heater*. Gas panas tersebut dilewatkan secara berlawanan arah dari sistem pengering, yaitu dari bawah ke atas. Air yang sudah teradsorpsi oleh molecular sieve akan menjadi uap bersama-sama hidrokarbon berat dan ikut dengan gas regenerasi keluar kemudian didinginkan di *Drier Reactivation Cooler*. Selanjutnya dialirkan ke Knock Out Water untuk memisahkan air yang terikut. Air yang telah terserap keluar sebagai waste water, sedangkan gas sisa regenerasi akan ditarik oleh *Drier Reactivation Compressor* sampai tekanan 69 bar dan dikembalikan lagi sebagai gas umpan ke *Mixer to Dehydration*.

B. Fractionation Unit

(Plant 2) atau fractionation unit berfungsi untuk memisahkan fraksi ringan dengan fraksi berat dari gas alam berdasarkan titik didih komponennya. Pada plant ini akan dihasilkan produk sebagai berikut :

1. Komponen metana sebagai bahan baku utama proses pembuatan LNG
2. Campuran Propana dan butana langsung masuk menjadi kondensat karena komposisinya yang sangat kecil.
3. Kondensat C5+ sebagai produk samping.

Sistem fraksinasi ini bekerja berdasarkan prinsip distilasi dan hanya memakai *De-Methanizer* dikarenakan komposisi propane yang kecil sehingga tidak memerlukan lebih lanjut unit fraksinasi.

De-Methanizer

Fungsi *De-Methanizer* adalah untuk memisahkan komponen methane dari feed gas dengan kadar minimal 55% sebelum masuk ke sistem penghilangan CO₂ di kolom CFZ. Feed gas kering yang telah bebas dari H₂O dipertukarkan panas dengan *De-Methanizer* untuk didinginkan hingga temperatur sekitar -20°C.

Selanjutnya akan dilewatkan melalui *expansion valve* untuk diturunkan tekanannya sampai 45 bar. Feed gas masuk ke *De-Methanizer* pada temperatur sekitar -20°C dan tekanan 45 bar.

Pada temperatur ini, hidrokarbon-hidrokarbon berat (C3 ke atas) dalam gas alam akan mengembun dan mengalir ke bawah., sedangkan hidrokarbon ringan naik ke atas menara *De-Methanizer*.

Steam pemanas pada *reboiler* akan memberikan panas yang dibutuhkan untuk memisahkan hidrokarbon ringan yang terikut ke bawah bersama hidrokarbon berat dengan jalan mendidihkan kembali cairan yang turun ke bawah. Uap dari puncak *De-Methanizer* akan didinginkan hingga temperatur -60°C di *De-Methanizer Overhead Condensor* dengan menggunakan refrijeran nitrogen. Aliran kemudian menuju (*Scrub Reflux Accumulator*) untuk dilakukan pemisahan antara aliran reflux dengan aliran produk. Aliran reflux akan dikembalikan ke *De-Methanizer*, sedangkan produk atas dari kolom akan dialirkan ke *Controlled Freeze Zone* (Plant-3) untuk dihilangkan kadar CO₂ nya. Sebagian besar aliran ini terdiri dari fraksi metana. Cairan dari bottom langsung menjadi kondensat karena jumlah propane yang sangat sedikit. Faktor-faktor yang harus dikontrol pada kolom ini diantaranya tekanan kolom, laju refluks, dan komposisi produk atas.

Plant ini tidak memakai unit fraksinasi lainnya seperti *De-Ethanizer* dll dikarenakan komposisi feed (C3+) yang sangat kecil, untuk menghemat biaya pengoperasian, maka pemisahan kondensat dengan *methane* hanya di *De-Methanizer*.

C. Integrated CO₂ Removal and Liquefaction

Gas hasil produk atas distillation column I yang banyak mengandung metana, etana dan CO₂ akan dialirkan menuju unit CO₂ removal. CO₂ removal unit ini menggunakan CFO yang terintegrasi sebagai purification unit dan liquefaction unit. Pada unit ini akan terjadi pembekuan CO₂ yang terkandung dalam aliran, pembekuan ini dikarenakan adanya pendinginan oleh refrigerant nitrogen dan ditekan oleh *JT-Valve*, dengan cara ini maka metana dan etana akan berupa liquid sedangkan CO₂ akan memadat.

Aliran gas alam akan mengalir ke *LNG exchanger* yang bekerja dengan sistem refrigeration system menggunakan Nitrogen Cycle. Aliran proses masuk ke *LNG exchanger* dengan suhu 68.04°C kemudian akan keluar dari *LNG exchanger* dengan suhu -99,7°C.

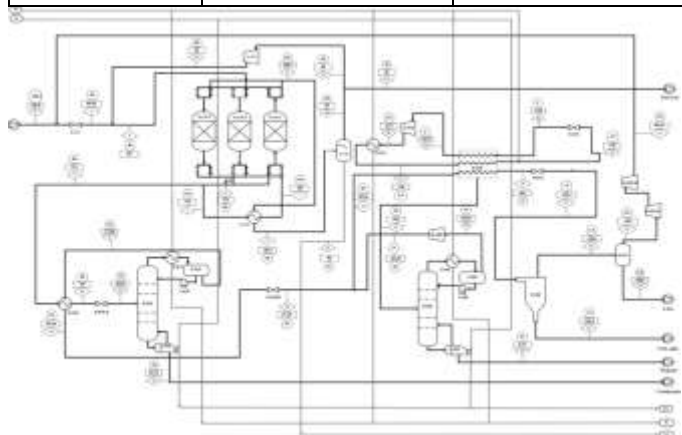
Satu aliran akan ditarik dari *LNG exchanger*, yaitu aliran propane. Aliran propane yang sebelumnya tidak dipisahkan di Fraksinasi unit akan dipisahkan melalui *De-Propanizer*. Pengambilan aliran ini untuk mengurangi kadar propane didalam campuran methane. Propane dipisahkan dari *LNG exchanger* ketika sudah dalam fase liquidnya, sekitar suhu -78,70°C dan tekanan 42 bar.

Aliran keluaran utama (methane) *LNG exchanger* akan ditekan dengan *JT-Valve* dan aliran akan terbentuk solid CO₂. Aliran ini akan masuk ke Hydrocyclone untuk memisahkan solid CO₂ dengan fase liquidnya. Produk atas dari hydrocyclone akan menghasilkan campuran gas liquid produk utama (LNG), dan produk bawah (solid CO₂) akan dikirim ke tempat pembuangan. Aliran overflow yang keluar dari *hydrocyclone* aka dimasukkan ke dalam flash drum sehingga terpisah menjadi gas alam fase cair dan gas. Produk gas alam cair berikutnya dimasukkan ke dalam storage pada suhu -164.7°C dan tekanan 80 kPa, sedangkan gas alam yang masih

berfase gas akan direcycle ke awal proses sebelum memasuki proses Dehydration Unit.

Tabel 2
Spesifikasi Produk

Limit Product		Product LNG
HHV	950-1150 btu/scf	1038 btu/scf
C1 content	Min 75 mol %	95,6 %
CO ₂ content	< 50 ppmv	35 ppmv
H ₂ S content	< 4 ppmv	3,4 ppmv
H ₂ O	< 0,5 ppmv	0,004 ppmv
C ₄ ⁺ content	< 2.0 mol %	0,000296 %
C ₅ ⁺ content	< 0.1 mol %	0,00000311 %



Gambar 4. Process Flow Diagram Floating LNG Plant

III. PEMBAHASAN

A. Produksi

Berikut merupakan hasil perhitungan dari *material balance* pabrik *Floating LNG*, dimana kapasitas *feed* sebesar 16.584.476 ton gas alam/tahun dan produk yang dihasilkan sebesar 2.482.539 ton LNG/tahun

B. Analisa Ekonomi

Dari hasil perhitungan pada neraca ekonomi didapatkan *Total Cost Investment* pabrik ini sebesar USD 5.005.948.841 dengan bunga 12% per tahun dan NPV 25 tahun sebesar USD 24.179.640.000.

Selain itu, diperoleh IRR sebesar 40.05% dan BEP sebesar 46.8 % dimana pengembalian modalnya selama 3.23 tahun. Umur dari pabrik ini diperkirakan selama 25 tahun dengan masa periode pembangunannya selama 2 tahun.

IV. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa ekonomi didapatkan nilai IRR sebesar 40.05% yang lebih tinggi dari suku bunga bank yaitu 12% per tahun, NPV 25 tahun sebesar USD 24.179.640.000 dimana pengembalian modalnya selama 3.23 tahun maka pabrik *Floating LNG* ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Putri PA, Hajar SS, Wibawa G, Kuswandi. Plant Design of Cluster Energy (Liquefied Natural Gas) in Bukit Tua, Gresik. Teknik Pomits 2013; Vol. 2, No. 1: 53-55
- [2] Fahmi M, Fauzi M, Wibawa G. Studi Awal Desain LNG (Liquefied Natural Gas) Plant Dari Coal Bed Methane (CBM) Dengan Kapasitas Feed 40 MMSCFD. Teknik Pomits 2013; Vol. 2, No. 2: 224-227
- [3] Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young, "Process Equipment Design", John Wiley & Sons, New York, 1959.
- [4] Coulson, JM, and Richardson, JF, "Chemical Engineering", Vol 6, John Wiley and Sons, Inc., 1957.
- [5] Crownover, C.F. "Solidification of Acidic Components in Natural Gas," U.S. Patent 3,398,544, Aug. 27, 1968.
- [6] Geankoplis, Christie J., "Transport Processes and Unit Operations", 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi, 1997.
- [7] Hetland, Jens. "Security of Natural Gas Supply Through Transit Countries", Kluwer Academic Publisher. Georgia, 2003.
- [8] HANDBOOK ESDM 2013, Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral. 2013
- [9] ITS – DSME, "Conceptual Design of LNG Top Side Process", Daewoo Shipbuilding & Marine Engineering Co.Ltd, Korea, 2010.
- [10] ITS – DSME, "Process Description for Indonesia Gas Data ", Daewoo Shipbuilding & Marine Engineering Co.Ltd, Korea, 2010.
- [11] Kern, Donald Q., "Process Heat Transfer", International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1965.
- [12] Kidnay, Arthur J dan Parrish, William R., "Fundamentals of Natural Gas Processing", Taylor & Francis Group, London, 2006.
- [13] Kirk Othmer, "Encyclopedia of Chemical Technology", 2nd Edition, volume 3, Interscience Publisher John Wiley and Sons., Inc, New York, 1998.
- [14] McCabe, W.L., dan J.C. Smith. 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering*. Singapura: McGraw-Hill International Book Company.
- [15] Neraca Gas Indonesia 2010-2025, Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral, 2012.
- [16] Perry, Robert H. and Don Green, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- [17] Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 5th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 2003.
- [18] Shreve, R.N., "Chemical Process Industries", 2nd edition, Kogakusa Co Ltd, Tokyo, 1959.
- [19] Shukri, Tariq., "LNG Technology Selection", Foster Wheeler, UK. 2004.
- [20] Suprpto Yoga.N., "LNG and The World of Energy", 1st edition, Pertamina (Persero), Jakarta, 2007.
- [21] Ulrich, Gael D., "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley & Sons, Canada, 1984.
- [22] United States Patent Document, No : 4533372. Agustus 1985.
- [23] Van Ness, S., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1967.
- [24] Vilbrant, Dryden, "Chemical Engineering Plant Design", 4th edition, McGraw Hill, New York, 1959.
- [25] Walas, Stanley M., "Chemical Process Equipment", Butterworth-Heinemann, USA, 1988.
- [26] Warren L. Mc. Cabe, Julia C. Smith, "Unit Operations of Chemical Engineering", Mc Graw Hill Book Company, New York, 1976.
- [27] Warren L. Mc. Cabe, Julia C. Smith, "Unit Operations of Chemical Engineering", Mc Graw Hill Book Company, New York, 1976.