

PENGOLAHAN GAS LIMBAH PROYEK GAS NATUNA

Oleh : Sumartono^{*)}

Abstrak

Proyek Gas Natuna yang akan mengembangkan cadangan gas sebesar 46 TCF dapat menghasilkan 2400 MSCFD hidrokarbon selama lebih dari 30 tahun. Dengan potensi tersebut akan mampu memasok kebutuhan gas dalam jumlah besar dan jangka panjang serta menghasilkan nilai ekonomi yang besar.

Namun Proyek Gas Natuna juga menghadapi tantangan harus dapat mengolah gas limbah yang terdiri atas 71 % CO₂ dan 0,6 % H₂S. Untuk memisahkan CO₂ diterapkan teknologi Cryogenic, sedangkan untuk memisahkan H₂S diterapkan teknologi Flexsorb SE. Teknologi Cryogenic mampu menurunkan kandungan CO₂ dari 71 % menjadi 18 %, sedangkan teknologi Flexsorb SE mampu menurunkan kandungan H₂S dari 930 ppmv menjadi 20 ppmv. Pembuangan dan penyimpanan CO₂ dan H₂S secara permanen dilakukan dengan menginjeksikannya kedalam akuifer melalui anjungan injeksi.

Kombinasi teknologi Cryogenic dan Flexsorb SE mampu menghasilkan gas Natuna yang memenuhi persyaratan lingkungan dan kompetitif.

Kata kunci : Gas Natuna, Cryogenic, Flexsorb SE, CO₂, H₂S, injeksi, akuifer.

1. PENDAHULUAN

Proyek Gas Natuna dikembangkan oleh Pertamina, Esso Exploration and Production Natuna Inc. afiliasi dari Exxon Corporation dan Mobil Natuna D-Alpha Inc. afiliasi dari Mobil Corporation berdasarkan kontrak bagi hasil. Cadangan gas yang ada dalam ladang gas Natuna diperkirakan sebesar 222 TCF dan dari jumlah ini yang dapat diolah sebesar 46 TCF. Dengan potensi ini mampu menghasilkan 2.400 MSCFD hidrokarbon selama 30 tahun.

Berdasarkan analisis uji gas menunjukkan bahwa komposisi gas Natuna adalah 71 % CO₂, 28 % metan dan hidrokarbon, 0,6 % H₂S dan 0,4 % nitrogen. Kandungan CO₂ dan H₂S yang tinggi merupakan tantangan bagi pengembangan gas Natuna yang berdampak pada skala proyek dan harga gas yang kompetitif.

Salah satu sasaran Proyek Gas Natuna adalah mengolah gas secara aman sesuai persyaratan lingkungan dengan biaya efektif terendah. Oleh karena itu dalam memilih teknologi pengolahan gas khususnya pemisahan CO₂ dan H₂S dilaksanakan secara selektif melalui kajian dan pengujian yang intensif. Proses seleksi dilaksanakan terhadap 7 jenis teknologi separasi dengan menggunakan berbagai parameter termasuk

kapasitas, pengalaman, dampak lingkungan dan biaya investasi serta operasi. Dari proses seleksi ini akhirnya dipilih teknologi *Cryogenic* untuk pemisahan CO₂ dan *Flexsorb SE* untuk pemisahan H₂S. Teknologi *Cryogenic* mampu menurunkan kandungan CO₂ dari 71 % menjadi 18 %, sedangkan teknologi *Flexsorb SE* mampu menurunkan kandungan H₂S dari 930 ppmv menjadi 20 ppmv.

Penanganan gas limbah CO₂ dan H₂S tidak hanya sampai pada tahap pemisahan saja, tetapi dilanjutkan sampai tahap pembuangan dan penyimpanan secara permanen. Untuk pembuangan CO₂ dan H₂S secara permanen diterapkan teknologi injeksi. CO₂ dan H₂S secara bersama-sama diinjeksikan ke dalam *aquifer* sedalam 2.290 – 5.000 meter melalui anjungan injeksi. *Aquifer* merupakan lapisan dibawah dasar laut dengan formasi karbonat mempunyai karakteristik porositas dan permeabilitas yang baik. Dengan formasi ini *aquifer* mampu menyimpan CO₂ dan H₂S dalam jumlah besar secara aman. Dengan demikian sebagai proyek mega, Proyek Gas Natuna telah benar-benar mempertimbangkan aspek lingkungan secara ketat sehingga dapat beroperasi secara aman dan andal.

^{*)} Ajun Peneliti Madya Bidang Energi Direktorat Teknologi Alat dan Mesin Industri Tim Kerja Pembangunan Prasarana Penunjang Proyek Gas Natuna

2. PENGEMBANGAN GAS NATUNA

Pengembangan gas Natuna mengacu pada potensi cadangan gas dan kebutuhan pasar serta pertimbangan ekonomi

2.1. Cadangan Gas

Ladangan gas Natuna ditemukan pada tahun 19973 terletak di laut Natuna sekitar 225 km arah timur laut dari pulau Natuna pada kedalaman 145 meter. Ukuran struktur ladang gas mencakup panjang 25 km dan lebar 15 km dengan luas produktif sekitar 304 kilometer persegi.

Berdasarkan analisis 15 uji produksi yang dilakukan pada 5 sumur eksplorasi, potensi cadangan ladang gas Natuna diperkirakan sebesar 222 TCF dan dari potensi sebesar ini yang dapat dioleh sebesar 46 TCF. Sedangkan dari uji sampel gas menunjukkan bahwa komposisi gas Natuna terdiri atas 71 % CO₂, 28 % metan dan hidrokarbon, 0,6 % H₂S dan 0,4 % nitrogen.

2.2. Konsep Pengembangan

Konsep pengembangan gas Natuna mencakup beberapa aktifitas terpadu antara lain pengolahan dan produksi gas lepas pantai, pembuangan CO₂ dan H₂S serta penyaluran gas olahan. Fasilitas lepas pantai yang diperlukan untuk mengembangkan gas Natuna terdiri atas anjungan pengeboran, anjungan pengolahan gas dan anjungan injeksi gas limbah.

Gas yang akan diproduksi berasal ladang gas Natuna dipisahkan menjadi gas olahan yang kebanyakan terdiri atas metan dan gas limbah yang kebanyakan terdiri atas CO₂. Gas olahan yang merupakan produk utama disalurkan untuk memenuhi kebutuhan pasar sedangkan gas limbah diinjeksikan kedalam *aquifer*. Penjualan gas Natuna dapat dalam bentuk gas ataupun cair. Dalam hal penjualan berbentuk gas, maka gas hidrokarbon disalurkan melalui jaringan pipa. Sedangkan dalam hal penjualan berbentuk cair maka gas hidrokarbon diolah dan dicairkan lebih dulu didalam kilang gas alam cair.

Pengembangan gas Natuna dilaksanakan secara bertahap sesuai dengan perkembangan kebutuhan pasar dan pertimbangan ekonomi. Pada tahap awal kemampuan produksi gas Natuna sebesar 960 MSCFD dan kemudian dikembangkan secara bertahap sampai mencapai kapasitas

penuh 2.400 MSCFD. Fasilitas anjungan lepas pantai yang dibangun pada tahap awal terdiri atas 1 unit anjungan pengeboran, 2 unit anjungan pengolahan dengan kapasitas 480 MSCFD per unit dan 1 unit anjungan injeksi seperti ditunjukkan pada gambar 1.

3. PROSES PENGOLAHAN GAS

Proses pengolahan dilaksanakan pada anjungan pengolahan dan pada dasarnya terdiri atas 4 proses dasar seperti ditunjukkan pada gambar 2, yaitu :

1. Pengolahan gas mentah
2. Pemisahan CO₂
3. Pemisahan H₂S
4. Kompresi gas olahan dan limbah

3.1. Pengolahan Gas Mentah

Proses ini berfungsi untuk mengolah awal gas mentah pada temperatur 90,6°C dan tekanan 87,2 bar sekaligus sebagai persiapan sebelum mengalami proses *cryogenic*. Gas mentah yang berasal dari sumur didinginkan didalam *inlet separator* menggunakan air laut sehingga temperatur gas mentah turun dari 100° C menjadi 29° C. Dari proses pendinginan ini dihasilkan gas olahan yang akan mengalami proses *cryogenic*, kondensat dan air. Kondensat dan air dipisahkan didalam *separator* tiga fasa. Air digaskan dan diolah secara sempurna sehingga memenuhi persyaratan lingkungan sebelum dibuang ke laut. Kondensat distabilkan dan diolah menjadi bahan bakar.

Gas dari *separator* lebih dulu mengalami proses dehidrasi pertama menggunakan medium *triethylene glycol (TEG)* dengan kemurnian tinggi yang berlangsung didalam *TEG Contactor* kemudian dialirkan ke bagian bawah *sponge oil contactor*. Pada waktu gas terhidrasi melewati *sponge oil contactor* terjadi persinggungan secara belawan arah dengan *lean sponge oil* yang mengandung hidrokarbon dengan rentang C₆ sampai C₈.

Tujuan proses dehidrasi ini adalah :

1. Memisahkan C₉⁺ dari gas mentah.
2. Kebanyakan C₆ sampai C₈ larut didalam CO₂ – gas kaya yang berfungsi untuk menekan pembentukan padatan oleh sejumlah kecil C₉⁺ yang tersisa dan berada didalam gas olahan.

3.2. Pemisahan CO₂

Proses pemisahan CO₂ dari hidrokarbon yang diterapkan pada proyek gas Natuna adalah pemisahan secara *cryogenic* dua tahap. Tahap pertama *high pressure stripper* yang beroperasi pada temperatur – 23,7° C dan tekanan 55,8 bar akan memisahkan sekitar 70% CO₂. Kemudian tahap kedua *cryogenic stripper* yang beroperasi pada temperatur – 57,2° C dan tekanan 44 bar akan memisahkan CO₂ yang tersisa. Prinsip dasar teknologi pemisahan *cryogenic* adalah proses separasi secara distilasi berdasarkan perbedaan relatif unsur-unsur yang mudah menguap seperti ditunjukkan pada gambar 3. Teknologi pemisahan secara *cryogenic* mampu memisahkan CO₂ sampai 97%.

Proses pemisahan *cryogenic* menggunakan beberapa jenis peralatan antara lain sejumlah *heat exchanger*, *high pressure stripper*, *cryogenic stripper*, *expander* dan *compressor*. Gas olahan masuk ke *high pressure stripper* melalui bagian atas. Dengan temperatur – 23,7 °C dan tekanan 55,8 bar terjadi proses pertukaran panas yang mampu memisahkan metan dari CO₂ terkondensasi sehingga menghasilkan 54 % metan dan 44 % CO₂. Selanjutnya aliran gas ini melalui *heat exchanger* sebelum memasuki *cryogenic stripper*. Didalam *cryogenic stripper* berlangsung proses pertukaran panas pada temperatur – 57,2°C dan tekanan 44,8 bar yang mampu memisahkan metan didalam CO₂ cair sehingga menghasilkan 80% metan dan 18% CO₂. Gas metan ini selanjutnya mengalir ke bagian proses *Flexsorb SE* untuk menjalani proses pemisahan H₂S. Sedangkan gas limbah yang terdiri atas 97% CO₂ dan 1% metan yang keluar dari bagian bawah *high pressure stripper* maupun *cryogenic stripper* digunakan sebagai refrigeran untuk mendinginkan gas yang masuk dalam dua tahap. Tahap pertama aliran gas limbah yang sudah berbentuk cair diuapkan sambil mendinginkan gas yang masuk *stripper*. Gas limbah yang diuapkan pada temperatur – 14,4°C dan tekanan 18,6 bar selanjutnya diekspansi menggunakan *turboexpander* pada tekanan 5,8 bar sehingga mampu mendinginkan gas sampai temperatur sekitar – 53,6°C. Pada tahap kedua gas yang dingin ini dan bertekanan rendah digunakan untuk mendinginkan gas yang masuk *high pressure stripper* dan *cryogenic stripper*. Sedangkan gas limbah yang dihasilkan dengan

temperatur – 3,1°C dan tekanan 5,1 bar dialirkan ke sistem kompresi gas limbah.

3.3. Pemisahan H₂S.

Gas yang telah diolah didalam *cryogenic stripper* memasuki bagian proses *Flexsorb SE* pada temperatur – 2,9°C dan tekanan 43,4 bar dengan kandungan H₂S sebesar 930 ppmv. Didalam proses ini berlangsung pertukaran panas dengan *lean Flexsorb SE* yang bertemperatur tinggi sehingga menghasilkan larutan dengan temperatur 7,2°C. Selanjutnya gas umpan memasuki dasar *absorber* bersinggungan secara beralawanan arah dengan larutan *lean Flexsorb SE* didalam *packed bed tower* sehingga dihasilkan gas olahan dengan kandungan H₂S sebesar 20 ppmv. Gas dari *absorber* ini selanjutnya mengalami proses dehidrasi didalam *TEG contactor* agar kandungan air yang ada didalamnya mencapai maksimum 4 pound air per MSCFD gas. Akhirnya gas kering ini memasuki bagian proses kompresi gas olahan dan limbah pada temperatur 15,6°C dan tekanan 42,4 bar.

3.4. Kompresi gas olahan dan limbah

Pada bagian proses ini tekanan gas olahan maupun limbah dinaikkan melalui proses kompresi sehingga memungkinkan disalurkan melalui jaringan pipa. Gas olahan disalurkan langsung ke konsumen atau kilang gas alam cair. Sedangkan gas limbah dialirkan ke *aquifer* melalui anjunganinjeksi.

Sebelum mengalami proses kompresi, gas olahan diekstrak sebanyak 19 MSCFD untuk bahan bakar turbin gas. Sedangkan yang tersisa sebesar 300 MSCFD gas olahan atau 240 MSCFD metan dikompresi dalam dua tahap sampai mencapai tekanan 200 bar.

Gas limbah pada tahap pertama dikompresi dari tekanan 5,1 bar menjadi 7,5 bar menggunakan bagian kompresor dari *waste gas expander*. Selanjutnya gas limbah dikompresi sampai mencapai tekanan 90,3 bar menggunakan kompresor tiga tingkat kompresi yang digerakkan oleh turbin gas dan dilengkapi dengan pendinginan antara. Pada tahap akhir tekanan gas limbah dinaikkan sampai mencapai 296,5 bar menggunakan pompa. Dengan tekanan sebesar ini gas limbah dsalurkan melalui pipa sampai mencapai anjungan injeksi.

4. PEMBUANGAN GAS LIMBAH

Gas limbah yang sudah dipisahkan dari gas olahan harus dibuang dan disimpan secara aman agar tidak menimbulkan dampak lingkungan. Pada proyek gas Natuna, pembuangan gas limbah secara permanen dilaksanakan dengan menginjeksikannya kedalam *aquifer* melalui anjungan injeksi.

4.1. Anjungan Injeksi

Anjungan injeksi berfungsi untuk menginjeksikan gas limbah kedalam *aquifer* terletak diatas *aquifer* sekitar 38 km arah barat laut dari anjungan pengolahan. Konstruksi anjungan injeksi terdiri atas modul seberat 2.600 ton yang ditopang diatas *jacket* 8 kaki setinggi 151 meter diatas dasar laut dengan berat 5.470 ton. Untuk melaksanakan fungsi injeksi, dilengkapi dengan 24 slot sumur dengan pola susunan 3 X 8. Anjungan injeksi dirancang untuk dioperasikan tanpa operator (*unmanned*) sehingga fasilitas yang ada juga minimum dan tidak dilengkapi fasilitas kompresi seperti ditunjukkan pada gambar 4.

Gas limbah hasil proses pengolahan disalurkan dari anjungan pengolahan ke anjungan injeksi melalui jalur pipa X – 70 berdiameter 30 inci sepanjang 38 km.

4.2. Aquifer

Injeksi gas kedalam *aquifer* untuk tujuan penyimpanan gas merupakan teknologi yang sudah terbukti terjamin keandalannya dan diterapkan pada industri gas. Sejak tahun 1946 lebih dari 100 proyek penyimpanan gas telah dikerjakan di beberapa negara antara lain Amerika Serikat, Kanada, Jerman, Perancis, Itali dan Arab Saudi. Proyek gas Natuna juga akan menginjeksikan gas limbah kedalam *aquifer* dengan menggunakan prinsip yang sama. Komposisi gas limbah yang akan diinjeksikan kedalam *aquifer* adalah 97,15% CO₂, 2,09% C₁⁺ dan 0,76% H₂S.

Aquifer terletak di sebelah barat ladang gas Natuna membentang sepanjang 80 km arah timur-barat dan 100 km arah utara-selatan. Pada saat ini telah diidentifikasi 3 *aquifer* terbesar yaitu Utara, Selatan dan Serasan seperti ditunjukkan pada gambar 5.

Aquifer mempunyai struktur formasi karbonat dan mempunyai *water bearing* yang menonjol sehingga sesuai untuk injeksi gas limbah. Struktur karbonat ini terdiri atas

formasi Terumbu yang sama dengan ladang gas Natuna.

Data dari 14 sumur yang dibor pada *aquifer* dan kajian ekstensif berdasarkan data seismik menunjukkan bahwa *aquifer* mempunyai karakteristik porositas dan permeabilitas yang baik. Volume pori-pori *aquifer* Utara dan Selatan sebesar 40 kali volume ladang gas Natuna dan 100 kali volume gas yang diinjeksikan selama 30 tahun untuk kapasitas produksi skala penuh 2.400 MSCFD hidrokarbon.

Pada tahap awal gas limbah akan diinjeksikan kedalam *aquifer* Selatan menggunakan 1 unit anjungan injeksi dengan kecepatan injeksi 2.620 MSCFD gas limbah.

5. KESIMPULAN

1. Proyek Gas Natuna mempunyai nilai ekonomis yang besar dan berdampak jangka panjang serta bersifat strategis. Namun dalam implementasinya harus menghadapi tantangan kandungan CO₂ dan H₂S yang tinggi.
2. Pemilihan teknologi pemisahan CO₂ dan H₂S telah melalui tahapan kajian yang ketat dan selektif dengan mempertimbangkan berbagai faktor yang terkait.
3. Untuk pemisahan CO₂ diterapkan teknologi *Cryogenic*, sedangkan untuk pemisahan H₂S diterapkan teknologi *Flexsorb SE*. Pembuangan dan penyimpanan CO₂ dan H₂S secara permanen dilaksanakan dengan menginjeksikannya kedalam *Aquifer*.
4. Dengan menerapkan teknologi yang telah terbukti terjamin keandalannya Proyek Gas Natuna akan dapat memenuhi sasaran yang dicapai yaitu menghasilkan gas yang memenuhi persyaratan lingkungan dengan biaya efektif terendah.

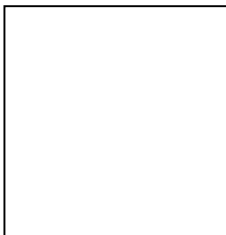
DAFTAR PUSTAKA

1. Natuna Gas Project, 1995, *Technical Briefing and Draft Presentation Review*.
2. Natuna Gas Project, 1995, *LNG Technical Discussion*.
3. Natuna Gas Project, 1995, *Offshore Facilities Presentation*.
4. International Gas Union, International Institute of Refrigeration, Institute of Gas Technology, 1995, *Conference Proceeding, Eleventh International Conference on Liquefied Natural Gas*, Birmingham United Kingdom.

5. Pertamina, Esso, Mobil, 1996, Natuna Gas Project.
6. Natuna Project Team, 1996, *The Natuna Gas Project Technical Description*, Esso Exploration and Production Natuna, Inc.
7. Pertamina, Esso, 1996, *Natuna Gas Project Cost Reduction Result and Plans*, Presentation to Technical Evaluation Group Potential Japanese Participation.
8. BPP Teknologi, Pertamina, Esso, Mobil, 1997, *Natuna Gas Project Industry Briefing Meeting*.
9. PT PALAMEC/KVAERNER, 1997, *Natuna Gas Project Presentation*.
10. Pertamina, Esso, Mobil, PT PALAMEC/KVAERNER, 1997, *Natuna Gas Project - Cost Reduction and Optimisation Report - Barge Development Option*.
11. Natuna Government Team Meeting, 1998, *Natuna Gas Project Concept Review and Optimisation Report*.
12. International Gas Union, International Institute of Refrigeration, Institute of Gas Technology, 1998, *Paper Session*, Twelfth International Conference and Exhibition on Liquefied Natural Gas, Perth, West Australia.
13. Pertamina, Esso, Mobil, PT PALAMEC/KVAERNER, 1998, *Natuna Gas Project - Cost Reduction and Optimisation Barge Development - Executive Summary*.

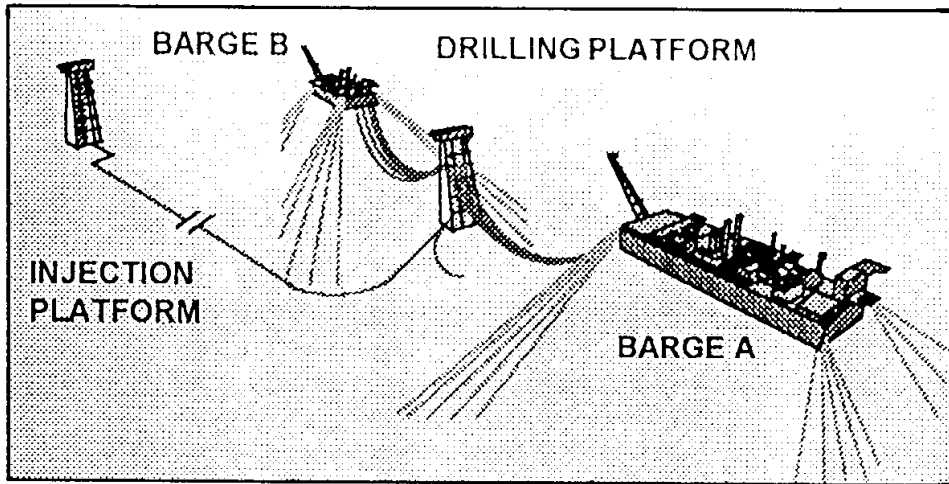
Training on Project Management and Alliance Strategies, PA Sundridge Park, London UK. Tahun 1997-1998 Peneliti pada kegiatan Pengkajian Rekayasa Pipa Salur Sales dan Waste Gas Proyek Gas Natuna untuk meningkatkan penggunaan Produksi dalam Negeri. Tahun 1998-1999 Peneliti pada kegiatan Pengkajian Rekayasa Peralatan Proses Proyek Gas Natuna dalam usaha peningkatan kandungan lokal

RIWAYAT PENULIS

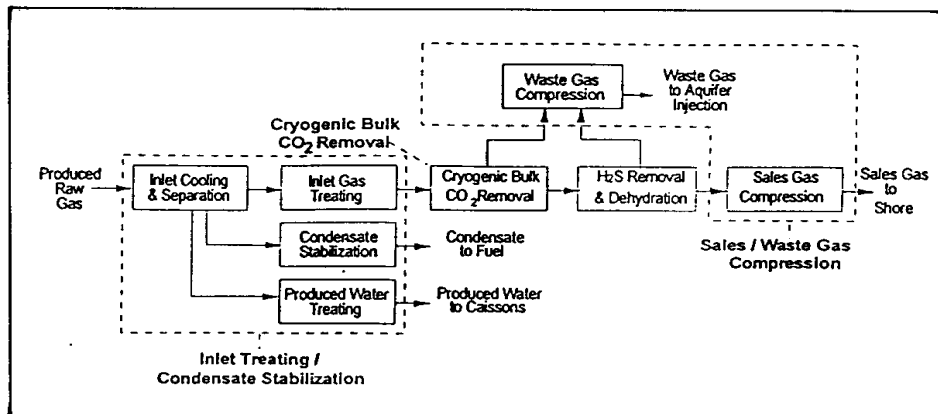


Sumartono, lahir di Kediri 11 Oktober 1956. Menyelesaikan program S1 jurusan Teknik Mesin di ITB pada tahun 1983 dengan bidang keahlian Konversi Energi. Tahun 1983-1998 bekerja di Direktorat Pengkajian Industri Mesin dan Elektroteknika BPP Teknologi. Sejak 1998 bekerja di Direktorat Teknologi Alat dan Mesin Industri BPP Teknologi. Tahun 1994-1995 menjadi anggota Tim kandungan Lokal Proyek Gas Natuna dan sejak 1995 menjadi anggota Tim Kerja Pembangunan Prasarana Penunjang Proyek Gas Natuna, Natuna Project adhoc Committee on Procurement Manual, Evaluation Team for Fabrication Offshore Facilities Natuna Gas Project. Pada 3-6 Juli 1995 mengikuti Eleventh International Conference on Liquefied Natural Gas, Birmingham, UK. Tahun 1997 mengikuti

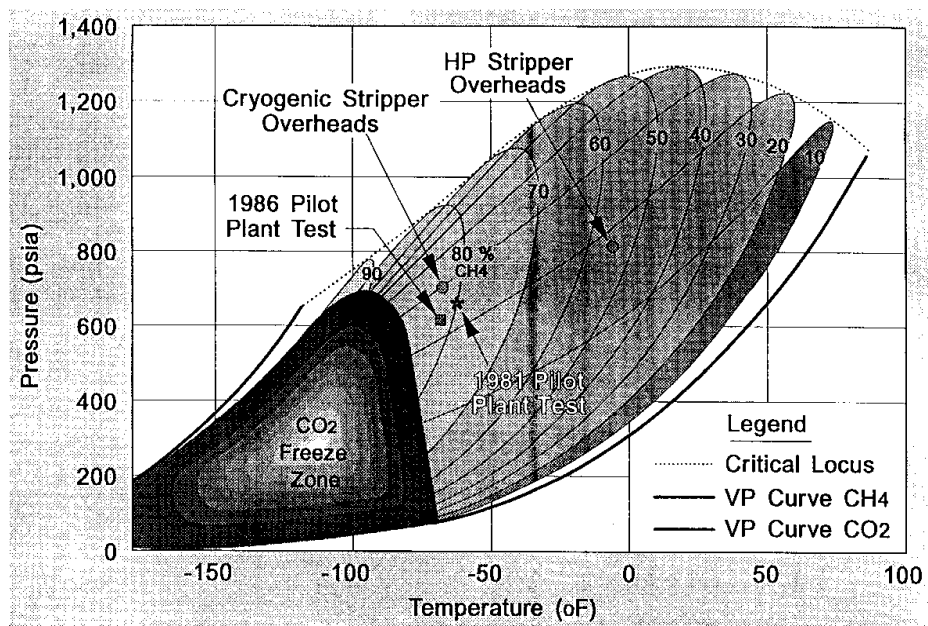
LAMPIRAN :



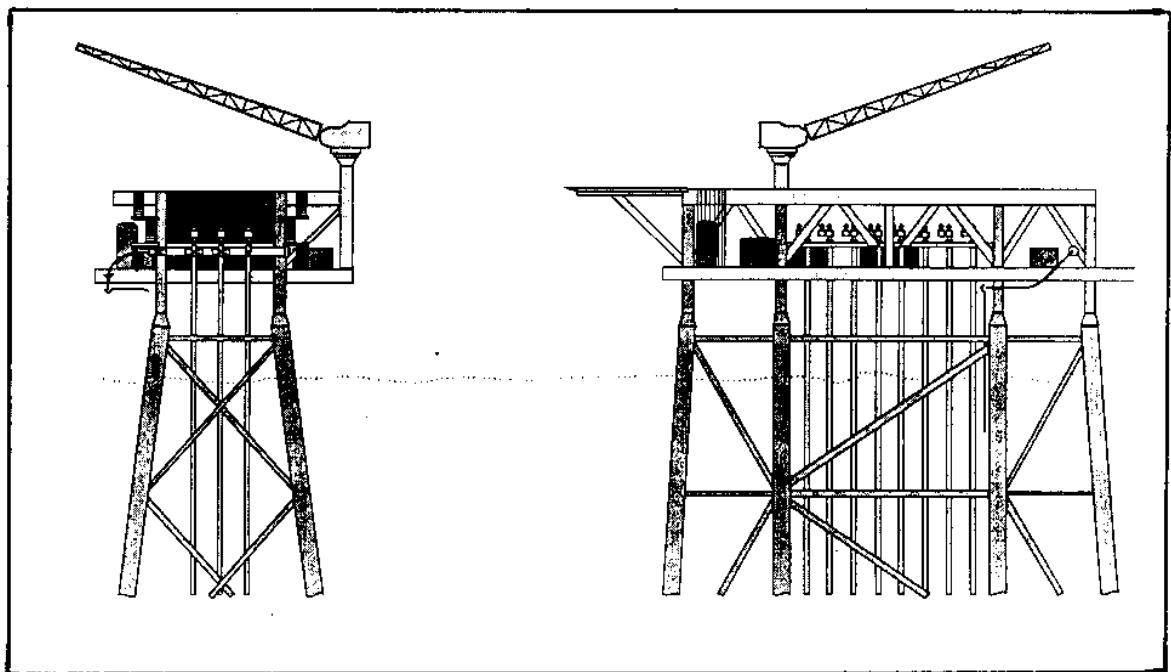
Gambar 1. Fasilitas Anjungan Lepas Pantai Proyek Gas Natuna Tahap Awal 960 MSCFD



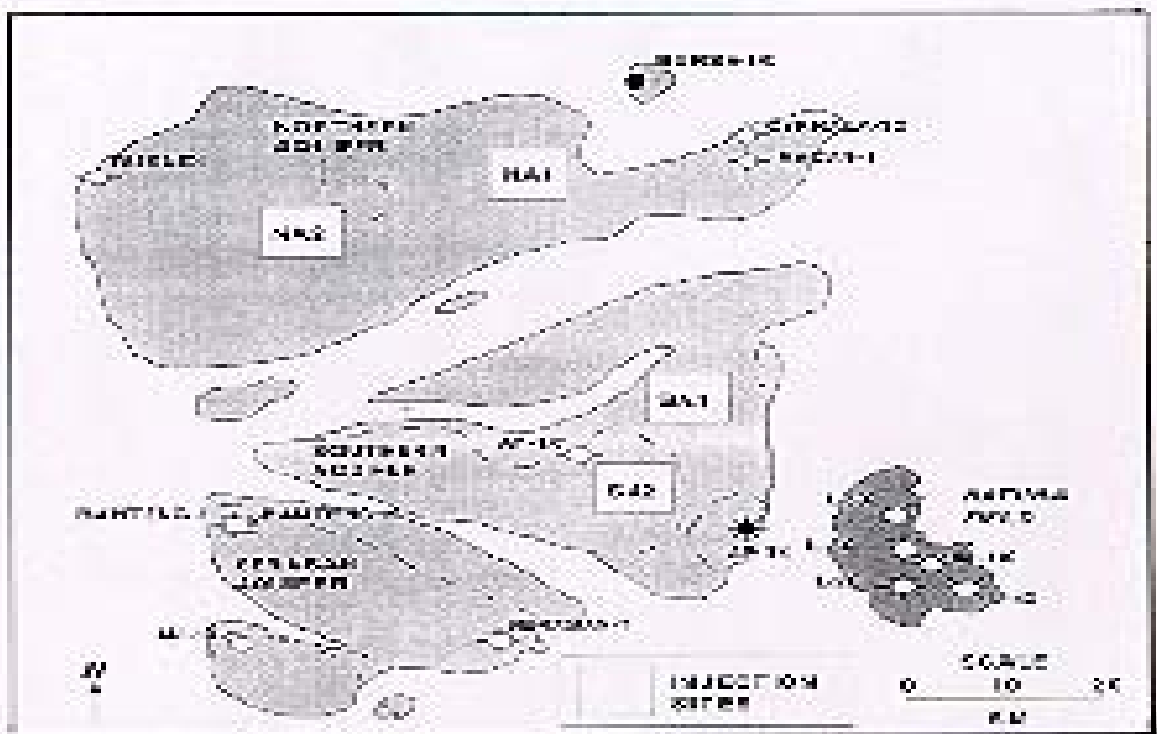
Gambar 2. Diagram Alir Proses Pengolahan Gas Natuna



Gambar 3. Diagram Biner Sistem $C_1 - CO_2$



Gambar 4. Anjungan Injeksi



Gambar 5. Area Ladang Gas Natuna dan Aquifer