استحصال مایعات گازی

اتان، پروپان، بوتان و بنزین طبیعی

بسمه تعالی

استحصال مایعات گازی

اتان ، پروپان ، بوتان و بنزین طبیعی

بسمه تعالی

شرکت ملی گاز ایران

تاریخ :
شماره :

جناب آقای مهندس زنگنه
وزیر محترم نفت

موضوع : استحصال برشهای اتان - پروپان - بوتان و بنزین طبیعی
از منابع گازهای همراه وگازهای طبیعی

سلامٌ علیکم ،
عطف به نامهٔ شمارهٔ ۱/۱۰۷۳/ص پ مورخ ۱۳۷۷/۳/۶ شرکت ملی صنایع پتروشیمی و پیرو نامهٔ شمارهٔ گ ۰/۱۶۱۴ مورخ ۱۳۷۷/۱۰/۲ این شرکت (تصویر جهت سهولت مراجعه به پیوست تقدیم میگردد) مراتب زیر را باستحضار میرساند :

۱ - شرکت ملی گاز بمنظور تأمین برش اتان مورد نیاز صنایع پتروشیمی که در واقع مناسبترین خوراک برای تولید اتیلن میباشد و همچنین با هدف استحصال میعانات گازی ، بررسیها و مطالعات مبسوطی را انجام داده است .

۲ - بررسیها و مطالعات مذکور نشان میدهد که در صورت احداث تأسیسات لازم در واحدهای NGL جنوب و همچنین در تأسیسات عسلویه ، میزان میعانات گازی تولیدی به بالاتر از معادل یک میلیون بشکه در روز افزایش خواهد یافت . در اینمورد توجّه جنابعالی را به جدول شمارهٔ ۴ پیوست جلب مینمایم .

۳ - میزان اتان قابل استحصال از طرحهای پیشنهادی که شامل فازهای ۱ تا ۳ پارس جنوبی نیز میباشد حدوداً برابر با ۶/۵ میلیون تن در سال میباشد .

۴ - بر مبنای طرحهای مورد نظر شرکت ملی گاز ، علاوه بر تولید اتان بمیزان فوق الذکر ، سالیانه بالغ بر ۷/۵ میلیون تن پروپان - ایزوبوتان و نرمال بوتان (گاز مایع) برای منظور صادرات تولید خواهد شد که این میزان چند برابر مجموع تولید فعلی گاز مایع در تمامی پالایشگاههای نفت و صنایع پتروشیمی میباشد .

۹۳۵۷۳۳۶_۲

تهران - خیابان طالقانی - چهارراه مفتح - شماره ۴۰۱ - تلگرافی - ملی گاز - تلفن ۸۱۳۱ - صندوق پستی ۴۵۳۳ و ۶۳۹۴ تلکس ۲۱۵۱۲۸ 214549

۵ - میزان تولید بنزین طبیعی از طرحهای مورد نظر شرکت ملی گاز بالغ بر ۳ میلیون تن در سال میباشد.

۶ - برآورد درآمد ارزی سالیانه از بخش مایعات گازی و بنزین طبیعی طرحهای مورد نظر با قیمتهای روز حدوداً برابر ۱/۵ میلیارد دلار در سال میباشد و با تعدیل قیمتها تا حدود ۲/۵ میلیارد دلار قابل افزایش خواهد بود.

۷ - برآورد مجموع درآمد حاصله از طرحهای پیشنهادی با منظور نمودن مقطع تولید و فروش اتیلن و صادرات گاز مایع و بنزین طبیعی تا حدود ۵ میلیارد دلار در سال قابل افزایش میباشد.

۸ - خاطر نشان میسازد که استحصال میعانات گازی فوق الذکر بخشی تفکیک ناپذیر از پروسه کلی پالایش گاز میباشد.

۹ - مضافاً باستحضار میرساند که فن آوری لازم برای استحصال میعانات گازی فوق الذکر (بدون نیاز به پرداخت حق لیسانس و یا هزینه های مشابه) در شرکت ملی گاز وجود دارد.

۱۰ - زمان لازم برای طراحی - ساخت و نصب تأسیسات تا مرحله راه اندازی بین ۳۰ تا ۳۶ ماه میباشد.

۱۱ - بررسیهای انجام شده نشان میدهد که اعتبارات مورد نیاز برای اجرای طرحهای مورد نظر از محل پیش فروش گاز مایع و با شرایط مناسب قابل تأمین میباشد.

استدعا دارد با توجّه به مراتب فوق الذکر و با عنایت به اهمیت طرحهای مورد نظر و بمنظور حصول اطمینان از اینکه اهداف ذکر شده در نزدیکترین زمان میسر انشاء ۰۰۰۱ محقق بشود ، در صورت موافقت مقرر بفرمائید جوانب مختلف امر ، تحت عنوان یک طرح جامع ، طی یک نشست حضوری باستحضار رسانده بشود.

قبلاً از بذل توجّه ویژه جنابعالی در اینمورد سپاسگزاری میکنم.

و من ۰۰۰۱ التوفیق

حمد ا ۰۰۰ محمد نژاد
معاون وزیر و مدیر عامل شرکت ملی گاز

رونوشت : مدیر محترم برنامه ریزی تلفیقی
" : مدیر محترم مهندسی و طرحها
" : معاون محترم مدیر مهندسی و طرحها
" : طرحهای پالایش گاز

ع ع

"بسمه تعالیٰ"

N.I.G.C. GAS TREATING & PROCESSING PROJECTS

TABLE 3 - NGL NOS. 100 THRU 800 , 1200 , 1300 AND 1500

LIQUID EXTRACTION

ABAN - 1377

PLANT	MMSCFD	C2 BPD / T/Y	C3 + C4 BPD / T/Y	C5+ BPD / T/Y	TOTAL BPD / T/Y	INLET LIQ. BPD
NGL-	144.69	13,354	12,391	1,895	27,640	–
100		252,505	343,547	66,043	662,095	-
NGL-	69	3,347	2,890	676	6,913	–
200		63,303	80,130	23,567	167,000	-
NGL-	22.78	1,156	823	201	2,180	–
300		21,860	22,838	7,002	51,700	-
NGL-	302.88	19,024	12,393	1,565	32,982	–
400		359,732	343,635	54,546	757,913	-
NGL-	81.24	5,103	3,324	420	8,847	–
400A		96,489	92,171	14,631	203,291	-
NGL-	19.02	1,006	668	140	1,814	–
500		19,036	18,525	4,902	42,463	-
NGL-	427.31	24,144	16,386	3,313	43,843	–
600		456,541	454,317	115,434	1,026,292	-
NGL-	110.72	13,105	14,511	1,717	29,333	9,462
700		247,810	402,334	59,820	709,964	-
NGL-	87.47	10,216	10,946	2,066	23,228	7,475
800		193,186	303,491	71,974	568,651	-
NGL-	260	19,470	22,572	4,061	46,103	–
1200		370,425	625,861	141,513	1,137,799	-
NGL-	180	13,728	13,480	2,165	29,373	4,400
1300		259,585	373,762	75,453	708,800	-
NGL-	201.617	20,407	16,112	2,007	38,526	5,585
1500		385,884	446,738	69,928	902,550	-
GRAND	1,906.717	144,060	126,496	20,226	290,782	26,922
TOTAL		2,726,356	3,507,349	704,813	6,938,518	-

1 YEAR = 330 DAYS

AA

"بسمه تعالیٰ"

N.I.G.C. GAS TREATING & PROCESSING PROJECTS

TABLE 2 - NGL NOS. 900 & 1000 (RECIRCULATION)

LIQUID EXTRACTION

ABAN 1377

PLANT	MMSCFD	C2 BPD / T/Y	C3 + C4 BPD / T/Y	C5+ BPD / T/Y	TOTAL BPD / T/Y	INLET LIQ. BPD
NGL- *	1,500	50,312	35,500	24,674	110,486	38,993
900		951,401	1,000,369	878,436	2,830,206	-
NGL- *	1,500	49,490	47,299	24,673	121,462	37,718
1000		935,804	1,332,888	878,437	3,147,129	-
GRAND	3 , 000	99,802	82,799	49,347	231,948	76,711
TOTAL		1,887,205	2,333,257	1,756,873	5,977,335	-

1 YEAR = 330 DAYS

* RECIRCULATION

"بسمه تعالی"

N.I.G.C. GAS TREATING & PROCESSING PROJECTS

TABLE 4 - SUMMERY OF TABLES 1 & 2 & 3

LIQUID EXTRACTION

ABAN - 1377

TABLE	MMSCFD	C2 BPD / T/Y	C3 + C4 BPD / T/Y	C5+ BPD / T/Y	TOTAL BPD / T/Y	INLET LIQ. BPD
TABLE 1	3 ,000	98,300	62,794	16,075	177,169	133,000
		1,858,780	1,785,774	632,975	4,277,529	-
TABLE 2 ❋	3,000	99,802	82,799	49,347	231,948	76,711
		1,887,205	2,333,257	1,756,873	5,977,335	-
TABLE 3	1,906.717	144,060	126,496	20,226	290,752	26,922
		2,726,356	3,507,349	704,813	6,876,518	-
GRAND TOTAL	7,906.717	342,162	272,089	85,648	699,899	236,633
		6,472,341	7,626,380	3,094,661	17,193,382	-

1 YEAR = 330 DAYS

❋ RECIRCULATION

"بسمه تعالی"

N.I.G.C. GAS TREATING & PROCESSING PROJECTS

TABLE 1 - SOUTH PARS - PHASES 1 & 2 & 3

LIQUID EXTRACTION

ABAN - 1377

PLANT	MMSCFD	C2 BPD / T/Y	C3 + C4 BPD / T/Y	C5+ BPD / T/Y	TOTAL BPD / T/Y	INLET LIQ. BPD
S - PARS	3,000	98,300	62,794	16,075	177,169	133,000
		1,858,780	1,785,774	632,975	4,277,529	-

1 YEAR = 330 DAYS

بسمه تعالی

شرکت ملی گاز ایران

تاریخ :
شماره :

برادر ارجمند جناب آقای ثقفیان
معاونت محترم وزیر در امور برنامه ریزی

موضوع : استحصال برشهای اتان ،گاز مایع و بنزین طبیعی

با سلام ،

عطف به نامه های شمارهٔ گ ۰/۱۶۱۴ مورخ ۱۳۷۷/۱۰/۲ وشمارهٔ گ ۰/۴۴ مورخ ۱۳۷۸/۱/۲۵ توجه جنابعالی را به موارد زیر در ارتباط با سئوالات مطروحه از طرف کارشناسان محترم برنامه ریزی تلفیقی نفت در جلسه مورخ ۱۳۷۸/۲/۲۱ (که در حضور جنابعالی تشکیل گردید) جلب مینماید :

۱ - ارزش حرارتی گاز

- ارزش حرارتی (GHV) متعارف گاز طبیعی برابر با ۱۰۰۰ بی تی یو وحداقل برابر با ۹۵۰ بی تی یو برای هر فوت مکعب گاز میباشد (پیوست شماره ۱ و ۲). بر همین مبنا ، واحد سنجش برای قیمت گذاری گاز طبیعی در اکثر قراردادهای بین المللی ، برابر با یک میلیون بی تی یو (معادل یکهزار فوت مکعب گاز) میباشد .
- ارزش حرارتی گاز تصفیه شده میدان مزدوران در پالایشگاه گاز شهید هاشمی نژاد بر اساس طراحی برابر با ۱۰۱۰ بی تی یو در هر فوت مکعب میباشد (پیوست شماره ۳).
- ارزش حرارتی مخلوط گازهای نار ، کنگان و دالان در شرایط طراحی برابر با ۱۰۱۰ الی ۱۰۱۹ بی تی یو در هر فوت مکعب میباشد . در صورت انجام پروژه های پیشنهادی این شرکت ، ارزش حرارتی گاز در شبکه های سراسری دوّم و سوّم به حدود ۱۰۰۶ الی ۱۰۱۱ بی تی یو در هر فوت مکعب کاهش خواهد یافت و کماکان بالاتر از سطح استاندارد بین المللی خواهد بود . اثر اقدام مذکور در شبکه انتقال کمتر از یک درصد (بین ۰/۴ تا ۰/۷۹ درصد) میباشد که به مراتب از فاکتورهای طراحی و محاسباتی هیدرولیک خطوط لوله کمتر بوده و بنابراین تاثیری در ظرفیت شبکه های انتقال نخواهد داشت . در ضمن خاطر نشان میسازد که چنانچه در مورد کاهش ناچیز مذکور در ارزش حرارتی ، حساسیت وجود داشته باشد ، میتوان با ملحوظ نمودن تمهیداتی در فرآورش گازهای مربوطه ، ارزش حرارتی مخلوط گازهای شبکه های سراسری دوّم و سوّم را در حدّ قبلی ثابت نگهداشت .

۹۳۵۷۳۳۴۰۲

تهران ـ خیابان طالقانی ـ چهارراه مفتح ـ شماره ۴۰۱ ـ تلگرافی ـ ملی گاز ـ تلفن ۸۱۳۱ ـ صندوق پستی ۴۵۳۳ و ۶۳۹۴ تلکس ۲۱۵۱۲۸ 214549

- ارزش حرارتی (GHV) گازهای همراه خروجی از واحدهای NGL جنوب بعد از اجرای طرحهای پیشنهادی به حدود ۱۰۳۰ بی تی یو (پیوست شماره ۴) در هر فوت مکعب خواهد رسید که کماکان بالاتر از استانداردهای مورد قبول میباشد .

۲ - درصد استحصال برشهای C2 ، C3 و C4

با استفاده از فن آوری مورد نظر میتوانیم تا حدود ۸۶ درصد از برش C2 (اتان) و تا حد ۹۸/۹۲ درصد از برشهای C3 و C4 را از گاز تفکیک و استحصال نمائیم (پیوست های شماره ۴ و ۷).
خاطر نشان میسازد که فن آوری مورد نظر سالهاست که در کشورهای امریکای شمالی و اخیراً در کشورهای امریکای جنوبی با موفقیت و بدون اشکال مورد تجربه عملی قرار گرفته است .

۳ - خوراک پتروشیمی بندر امام

در مذاکرات جلسهٔ مذکور کارشناسان محترم مدیریت برنامه ریزی تلفیقی اظهار نگرانی نمودند که اجرای پروژه های پیشنهادی ممکن است منجر به کاهش میزان تأمین مایعات گازی تأسیسات بندر امام (ره) بشود .
در این ارتباط توضیح داده شد که از جمله دلایل اصلی پیشنهادات ارائه شده ، جایگزین نمودن خوراک واحدهای تولید اتیلن از مایعات گازی به اتان میباشد و خاطر نشان گردید که هزینه تولید اتیلن با استفاده از اتان در مقایسه با مایعات گازی چندین برابر کاهش خواهد یافت . بنابراین با اجرای طرحهای پیشنهادی بخش اعظم (بیش از ۸۰ درصد) مایعات گازی خوراک پتروشیمی بندر امام (ره) با اتان که مناسبترین خوراک برای تولید اتیلن میباشد ، جایگزین خواهد شد .

۴ - قیمت تمام شده

- برآورد سرمایه گذاری برای پروژه پیشنهادی پارس جنوبی شامل کلیه هزینه های ارزی و ریالی و مخازن ذخیره برشهای C3 و IC4 و NC4 و بنزین طبیعی جمعاً حدود ۴۳۰ میلیون دلار خواهد شد (پیوست شماره ۵).
- برآورد قیمت تمام شده محصولات اتان ، گاز مایع و بنزین طبیعی در واحد مذکور با منظور نمودن هزینه استهلاک سرمایه (در مدت ده سال) ، بهره و هزینه های عملیاتی ، کمتر از ۲۰ دلار در یک تن میباشد
- برآورد طرح پیشنهادی برای واحدهای 1300 و 1200 NGL شامل کلیه هزینه‌های مرتبط از جمله واحدهای شیرین سازی گاز ، بازیافت گوگرد ، احداث تأسیسات جداسازی و استحصال اتان ، گاز مایع ، بنزین طبیعی حدود ۲۱۸ میلیون دلار میباشد (پیوست شماره ۶) . برآورد قیمت تمام شده برشهای اتان - گاز مایع و بنزین طبیعی در واحدهای مذکور نیز کمتر از ۲۰ دلار به‌ازای یک تن میباشد .

۵ - واحدهای NGL - 1200 & 1300

● همانطور که طی جلسه فوق الذکر باستحضار رسانده شد ، تغییر طراحی واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ (برمبنای پیشنهادات ارائه شده) مورد تائید مدیریت محترم برنامه ریزی تلفیقی شرکت صنایع پتروشیمی و همچنین مهندسین مشاور میباشد (پیوست های شماره ۸ و ۹ و ۱۰).

۶ - بازگردانی واحدهای گاز وگاز مایع ۹۰۰ و ۱۰۰۰

در جلسه فوق الذکر عنوان گردید که ظرفیت بازگردانی واحدهای ۹۰۰ و ۱۰۰۰ هر کدام برابر با ۷۵۰ میلیون فوت مکعب در روز میباشد ، در حالیکه ظرفیت پیشنهادی برای استحصال برشهای مورد اشاره جمعاً برابر با ۳۰۰۰ میلیون فوت مکعب عنوان شده است .

در اینمورد توضیح داده شد که پیشنهاد ارائه شده مبتنی بر این واقعیت است که مجموع ظرفیت تولید ، جمع آوری و انتقال گاز پازنان و همچنین تأسیسات NGL های ۹۰۰ و ۱۰۰۰ که بخش عمده کار را تشکیل میدهد برابر با ۳۰۰۰ میلیون فوت مکعب در روز میباشد .

و من ا ٠٠٠ التوفیق

حمدا ٠٠٠ محمد نژاد

معاون وزیر و مدیر عامل شرکت ملی گاز

Guidelines set for handling sour gas

B. GENE GOAR
THOMAS O. ARRINGTON
Goar, Arrington & Associates Inc.
Tyler, Tex.

THE ever-increasing demand for more energy in the United States is generating stronger interest in processing and conditioning of sour natural gas for pipeline sales. Use of fossil fuels in the United States doubles about every 20 years. Tremendous quantities of sour natural gas will be produced in the future.

The large reserves of sour gas in the southwest are located in the Permian basin of West Texas and the Smackover trend running through East and Northeast Texas, Louisiana, Mississippi, Alabama, and western Florida. Huge amounts of sour gas will be produced and processed from the Smackover trend in the future.

Future sour-natural-gas processing facilities will necessarily become more complex and more expensive due to existing and forthcoming federal and state air-pollution regulations and the increased concern for protection of the general public. The processing of sour natural gas can be a complex problem, involving technical, economic, and environmental considerations.

A sour-gas plant must meet the sales-gas specifications, show an attractive payout, provide for a safe operation, and comply with all pertinent air-pollution regulations.

Project evaluation. When a producing company evaluates a "grass-roots" sour-natural-gas processing-plant project, many process considerations and economic factors must be reviewed to decide upon the optimum overall scheme. A detailed evaluation must be performed to establish the best combination of processing steps for gas cleaning, gas treating or sweetening, LP-gas recovery required for dew-point control or liquid sales, gas dehydration, sulfur recovery, and, if required, tail-gas cleanup (TGCU). The major factors affecting the outcome of the evaluation are listed in Table 1.

Table 1

Evaluation factors

SOUR-GAS PLANT
• Daily volume of sour gas to be processed.
• Estimated life of reservoir at daily flow volume.
• Amount of sour components (H_2S and CO_2) to be removed.
• Amount of sulfur to be recovered.
• Presence and amount of inerts and other contaminants such as N_2, O_2, COS, CS_2, and mercaptans.
• LP-gas liquids content of gas (gpm of C_3+).
• Sales-gas specifications to be met.
• Air-pollution regulations which will dictate if sulfur recovery and/or TGCU is required.
• Availability of a close market for plant products.
• Price and total revenue obtained for plant products, i.e., sweet sales gas, LP-gas liquids, and sulfur.
• Investment required to construct and operate plant, and to construct gas pipelines.

Table 2

Sales-gas specs

SWEET AND DRY SALES GAS
• Maximum hydrogen sulfide content = 0.25 grains/100 scf.
• Maximum mercaptan content = 0.20 grains/100 scf.
• Maximum total sulfur content = 1-5 grains/100 scf.
• Maximum carbon dioxide content = 1-3% by volume.
• Maximum water content = 4-7 lb/MMscf.
• Minimum gross heating value = 950 BTU/scf.
• Maximum hydrocarbon dewpoint at 800 psig = +15° F. (often waived in U.S., but not in Canada).
• Maximum delivery temperature = 120° F.
• Minimum delivery pressure = 700 psig.
• Gas commercially free from sand, dust, gums, and free liquids.
• Gas shall be as free of oxygen as possible, but not to exceed 0.4% by volume (contract may permit no oxygen).

Once drilling activity in a sour-gas field nears completion, the producer must decide upon the best approach to processing the sour gas. One question is whether it is more economical to lay a sour-gas line to the nearest gas-processing plant, which handles similar gas and may have excess capacity, and pay a processing cost (¢/Mcf) to have the gas conditioned or to lease equipment (skid-mounted plant) for on-site processing. Another question is whether it is most feasible to build a grass-roots plant to be owned and operated by the producer or should the plant be owned by one company or group of companies who contribute to the overall investment and operating cost, and share in the overall revenue.

The answers to these questions depend upon many of the major factors cited in Table 1.

If the decision is made to build a grass-roots plant, the producer should employ an engineering company to study the project and prepare their recommendations for the optimum gas-processing scheme, environmental impact, plant revenues to be realized, and development of a definitive estimate for construction and operation of the plant. An economic analysis and justification must then be prepared which should show an attractive payout and return on investment (ROI) for the project.[1,2] (References to be listed at the end of Part 2.)

Typical sweet and dry sales-gas specifications set by intrastate and interstate utility-company contracts are listed in Table 2. One of the most-important aspects of the overall project is the collection of accurate and meaningful data on the inlet sour-gas composition, presence of contaminants, and quantity of gas to be treated. Numerous questions should be asked as listed in Table 3.

The importance of obtaining an accurate sour-gas analysis and satisfactory answers to the preceding points cannot be overemphasized. The whole plant design and economics depend upon it.

The presence of even small amounts of impurities such as COS, CS_2, and

پیوست شماره ۲

Table B.1

TYPICAL SALES GAS SPECIFICATIONS

Hydrogen sulfide	0.25 grains/100 scf max.
Mercaptans	0.20 grains/100 scf max.
Total sulfur	1 to 5 grains/100 scf
Carbon dioxide	1 to 3 vol%
Oxygen	0.4 vol% max.*
Water content	4 to 7 lb/million scf
Gross heating value	950 or 1,000 Btu/scf
Dew point†	15°F at 800 psig
Delivery temperature	120°F max.
Delivery pressure	700 psig min.

In addition, the gas shall be free of sand, dust, gums, and free liquids.

*Some contracts may permit no oxygen.

†The requirement is often waived in the United States, but not in Canada.

Source: 445180.

Rev. No. A Date 8/6/75

Davy

Davy Powergas Inc.

پیوست شماره ۴

MISCELLANEOUS EQUIPMENT SPECIFICATION OR CONTINUATION SHEET

CUSTOMER	NATIONAL IRANIAN GAS CO.
PLANT	GAS TREATMENT PLANT
LOCATION	SARAKHS, IRAN
SERVICE OF UNIT	HIGH PRESSURE BOILER
MANUFACTURER	

JOB NO. 662
ITEM NO. 03-1501-1-1A,1B,1C,1D
DATE 8/6/75 BY JHN
INQUIRY NO.
PURCHASE ORDER NO.
SPEC NO. 662 M 1501
NO REQ'D FOUR OR 5

SCOPE OF SUPPLY: THE FOLLOWING ITEMS ARE REQUIRED:

1. BOILER
2. ECONOMIZER
3. DUAL FUEL BURNERS WITH PILOT, IGNITORS, AND FLAME SAFEGUARD SYSTEM
4. COMBUSTION AIR BLOWER WITH ELECTRIC MOTOR DRIVE
5. DUCTWORK AND EXPANSION JOINTS
6. STACK AND BREECHING
7. BOILER TRIM INCLUDING VALVES AND RELIEF VALVES
8. LOCAL START-UP PANEL AND ANNUNCIATOR.
9. FEED WATER, FUEL GAS AND COMBUSTION AIR CONTROLS.

PROCESS REQUIREMENTS:

FLOW REQUIRED:

BASE BID: FOUR (4) 200,000 LB/HR PACKAGED UNITS

OR

FOUR (4) 200,000 LB/HR FIELD ERECTED UNITS

ALTERNATE BID: IN THE EVENT THAT THE BASE UNITS ARE TOO LARGE TO TRANSPORT TO THE JOBSITE, PLEASE QUOTE FIVE (5) 150,000 LB/HR PACKAGED UNITS.

STEAM PRESSURE	530 PSIG @ THE MAIN HEADER
STEAM TEMPERATURE	610°F
FEED WATER TEMPERATURE	270°F
MINIMUM EFFICIENCY	80% (BASIS LHV)

FUEL:	NATURAL GAS:	LIGHT NAPHTHA
SP GR @ 60°F	0.563 (AIR=1.0)	0.78 - 0.82
LHV	912 BTU/SCF	(KEROSENE, JP-1)
HHV	1010 BTU/SCF	
PRESSURE/TEMP	50 PSIG @	100°F to 40°F

SITE CONSIDERATIONS:

LOCATION	SARAKHS, IRAN
ELEVATION	2000 FT ABOVE MSL
TEMPERATURE:	
SUMMER HIGH	103°F
WINTER LOW	-20°F
POWER:	
MOTORS OVER 150 BHP	3000 VOLT, 3Φ, 50 HZ
MOTORS LESS THAN 149 BHP	400 VOLT, 3Φ, 50 HZ
CONTROL POWER	230 VOLT, 1Φ, 50 HZ

پیوست شماره ۴

PROCESS DESIGN	[illegible]
Throughput	260 MMSCFD (7.36 X10^6 M3/D)
Inlet Pressure (estimated)	500 psia (34.5 Kg/cm2)
Process Type	Expander – C2 Recovery
Fractionation	De-ethanizer (DeC1/DeC2) Depropanizer Debutanizer Butane Splitter
Process Temp – DeC1 Overhead	- 151 F (-100 C)
Liquids Recovery (C2 stream)	30.7 MMSCFD 19,473 bpd = 1122.5 T/D
Liquids Recovery (C3)	14812 BBLS/D
Liquids Recovery (i-C4)	2278 BBLS/D
Liquids Recovery (n-C4)	5482 BBLS/D $C^3+C^4 = 22,572$
Liquids Recovery (C5+)	4061 BBLS/D
C2 % Recovery	86.0 %
C3 % Recovery	99.8 %
Residue Gas - Sales	183.9 MMSCFD
Fuel Gas(Heater fuel)	(7.50 MMSCFD)
Fuel Gas(Compressor fuel)	3.10 MMSCFD)
Net Sales Gas	175.3 MMSCFD
Residue Gas - Gross Heat Value	1030 BTU/SCF
Expander Compression BHP	3422 BHP
Residue Gas Comp BHP (500 psia) Recycle Compressor	13.530 BHP 525BHP
Refrigeration Comp BHP	4500 BHP DeC2 Condensor 9000 BHP Chiller
Process Heat Req	12.0 MMBTU/HR – DeC1 Warm 50.4 MMBTU/HR – DeC2 62.5 MMBTU/HR – DeC3 21.4 MMBTU/HR – DeC4 39.1 MMBTU/HR – Butane Splitter
Refrigeration Duty US Tons / Refrigeration	-25.100 MMBTU/Hr DeC2 Cond 2091 TR

EQUIPMENT BUDGETARY COST ESTIMATE

Equipment Description	One (1) train Turbo Expander Process C_2 Recovery Case	Four(4) train Turbo Expander Process C2 Recovery Case
Molecular Sieve Gas Dehydration	5,000,000	
Heat Exchangers	3,000,000	
Cold Separator, Demethanizer	2,500,000	
Expander Unit	1,500,000	
Demethanizer Pumps	250,000	
Instruments & Control Valves	3,000,000	
Piping	5,000,000	
Refrigeration Compressor	3,500,000	
Residue Compressors&Coolers	17,000,000	
Electrical	7,000,000	
Field Labour, Insulation, Painting, Civil	25,000,000	
Deethanizer Unit	4,000,000	
DePropanizer Unit	3,500,000	
DeButanizer Unit	3,000,000	
Butane Splitter Unit Instrument Air	4,000,000 150,000	
Fuel Gas Unit	300,000	
Mercaptan Removal	3,000,000	
Hot Oil Heater	3,000,000	
Total Estimated Cost	**$ 93,700,000 (one train)**	**$ 374,800,000 (four trains)**

پیوست شماره: ۶

NIGC – Unit 1200 Gas Processing Plant

EQUIPMENT BUDGETARY COST ESTIMATE

Equipment Description	[illegible]	
Molecular Sieve Gas Dehydration	4,000,000	
Heat Exchangers	2,500,000	
Cold Separator, Demethanizer	2,500,000	
Expander Unit	1,250,000	
Demethanizer Pumps ✓	250,000 ✓	
Instruments & Control Valves ✓	3,000,000 ✓	
Piping	6,000,000	
Refrigeration Compressor	7,500,000	
Residue Compressors&Coolers	9,000,000	
Electrical	7,000,000	
Field Labour Insulation, Painting, Civil	30,000,000	
Deethanizer Unit	4,000,000	
DePropanizer Unit	3,500,000	
DeButanizer Unit	3,000,000	
Butane Splitter Unit	4,000,000	
Instrument Air	150,000	
Fuel Gas Unit	300,000	
Mercaptan Removal	3,000,000	
Hot Oil Heater	3,000,000	
Amine Treating Unit & 80 LTD Claus Unit	15,000,000	
Total Estimated Cost	**$ 107,950,000**	

پیوست شماره ۷

PROCESS DESIGN	One (1) train Turbo-Expander	Four(4) Train Turbo-Expander
Throughput	600 MMSCFD (17.0 X10^6 M3/D)	2,400 MMSCFD (68.0 X10^6 M3/D)
Inlet Pressure (estimated)	975 psia (67.2 Kg/cm2)	975 psia (67.2 Kg/cm2)
Process Type	Expander – C2 Recovery	Expander – C2 Recovery
Fractionation	De-eth(2%C2/C3), Depropanizer, Debutanizer, Butane Splitter	De-eth(2%C2/C3), Depropanizer, Debutanizer, Butane Splitter
Process Temp – DeC1 Overhead	- 146 F (-98.8 C)	- 146 F (-98.8 C)
Liquids Recovery (C2 stream)	31.1 MMSCFD	124.4 MMSCFD
Liquids Recovery (C3)	8104 BBLS/D 81.94 bpd	31776 BBLS/D 31776 bpd
Liquids Recovery (I-C4)	18498 BBLS/D	73992 BBLS/D
Liquids Recovery (n-C4)	2765 BBLS/D	11060 BBLS/D
Liquids Recovery (C5+)	3215 BBLS/D	12860 BBLS/D
C2 % Recovery	86.44 %	86.44 %
C3 % Recovery	98.92 %	98.92 %
Residue Gas - Sales	546.67 MMSCFD	2,186.7 MMSCFD
Fuel Gas(Heater fuel)	(7.50 MMSCFD)	(30.0 MMSCFD)
Fuel Gas(Compressor fuel)	(3.10 MMSCFD)	(12.4 MMSCFD)
Net Sales Gas	536.0 MMSCFD	2,144 MMSCFD
Residue Gas - Gross Heat Value	970 BTU/SCF	970 BTU/SCF
Expander Compression BHP	8613 BHP	34452 BHP
Residue Gas Comp RHP (985 psia)	31,780 RHP	127,120 RHP
Refrigeration Comp BHP	3500 BHP	14000 BHP
Process Heat Req	36.3 MMBTU/HR – DeC2 34.3 MMBTU/HR – DeC3 12.3 MMBTU/HR – DeC4 23.8 MMBTU/HR – Butane Splitter	145.2 MMBTU/HR – DeC2 137.2 MMBTU/HR – DeC3 49.2 MMBTU/HR - DeC4 95.2 MMBTU/HR – Butane Splitter
Refrigeration Duty US Tons / Refrigeration	18,728 MMBTU/HR 1872 TR	66,334 MMBTU/HR 6688 TR

پیوست شماره ۸

باسمه تعالی

انجمن نفت ایران

تاریخ: ۱۳۷۷/۱۲/۳
شماره: ان‌ا/۱۷۹۱/۷۷
پیوست:

جناب آقای مهندس جوادی
شرکت مهندسی و ساختمان صنایع نفت

موضوع: واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰
استحصال برشهای اتان - پروپان - بوتان و نیز بنزین طبیعی

باسلام ،
پیرو مذاکرات قبلی درارتباط با استحصال برش های فوق الذکردر واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ مراتب زیر را به استحضار میرساند :

۱ - پیشنهاد استحصال بر شهای اتان - پروپان - ایزوبوتان و نرمال بوتان و بنزین طبیعی از گازهای همراه برای اولین بار از طرف کمیته گاز انجمن نفت ایران در سال ۱۳۷۴ طی جلسه ای با وزیر محترم وقت نفت مطرح گردید .

۲ - همانطورکه مستحضر میباشد اتان مناسبترین ماده اولیه برای تولید اتیلن و فرآورده های مرتبط پتروشیمی است و برشهای پروپان - نرمال بوتان و ایزوبوتان فرآورده های مناسبی برای صادرات میباشد .

۳ - برمبنای توجیهات و ملاحظات اقتصادی فوق الذکر ، شرکت ملی صنایع پتروشیمی نیز موضوع تولید برشهای مذکور را از گازهای همراه و از جمله در واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ مطرح و پیشنهاد نموده است .

۴ - با عنایت به مراتب بالا مطالعات مهندسی لازم بمنظور استحصال برشهای ذکر شده در واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ بعمل آمده و نتایج حاصله عبارت است از :

- حداکثر تبرید : ۱۰۰ - درجه سانتیگراد
- میزان استحصال اتان : ۱۹۰۸ تن در روز
- میزان استحصال گاز مایع : (مجموع برشهای NC4 , IC4 , C3 بصورت جداگانه) : ۳۱۴۶ تن در روز
- بنزین طبیعی : ۶۵۲ تن در روز
- درصد استحصال اتان : ۸۶ درصد
- درصد استحصال C3 و C4 : ۹۹/۸ درصد
- ارزش حرارتی گاز خروجی : ۱۰۳۰ BTU / SCF (GROSS HEATING VALUE - HHV)

خیابان استاد مطهری - پلاک ۳۱۵ صندوق پستی ۱۴۳۳۵/۳۳۹ تلفن: ۸۷۱۵۳۳۵ - ۸۷۱۷۲۷۸ فاکس: ۸۷۱۵۳۳۵

لازم به توضیح میباشد که میعانات استحصالی فوق الذکر ، مازاد بر مایعات همراه میباشد که در تفکیک گرهای ورودی واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ جدا میشود .

درخاتمه به استحضار میرساند که مطالعات انجام شده نشان میدهد که علیرغم اینکه با احداث تأسیسات مورد نظر ارزش فرآورده های استحصالی در واحدهای ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ بالغ بر یکصد میلیون دلار در سال افزایش میابد ، هزینه های طراحی و خرید کلیه تأسیسات لازم برای شیرین سازی گاز ترش و همچنین واحدهای استحصال میعانات فوق الذکر و با منظور نمودن ۱۵ درصد هزینه های پیش بینی نشده ، جمعاً برابر با ۱۶۰ میلیون دلار میباشد

و من ا ه ه التوفیق

منصور دفتریان

عضو هیئت مدیره و رئیس کمیته گاز

رونوشت : جناب آقای سید مهدی حسینی - قائم مقام محترم وزیر در انجمن نفت

: دبیر محترم انجمن نفت

: پرونده انجمن نفت

پیوست شماره ۹

شرکت ملی صنایع پتروشیمی

" بسمه تعالی "

تاریخ :۱۳۷۸/۲/۲۷
شماره :ع/۸۹-۲-۱ ص پ

جناب آقای هاشمی
مدیرعامل محترم شرکت مهندسی وساختمان صنایع نفت

موضوع : استحصال اتان ازگازسبک خروجی ازکارخانه های گازوگازمایع ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰

باسلام

عطف به نامه شماره ان ا/۱۷۹۱/۷۷ مورخ ۷۷/۱۲/۳ عضومحترم هیئت مدیره و رئیس کمیته گازانجمن نفت ایران به جناب آقای جوادی ، نظرجنابعالی به نکات زیرجلب می گردد:

۱- شرکت ملی صنایع پتروشیمی استحصال اتان ازگازهای موجودوپیش بینی شده راتائیدمینماید. این شرکت برای تامین خوراک طرحهای برنامه سوم توسعه ، استحصال اتان ازکلیه منابع ، ازجمله گازسبک کارخانه های گازوگازمایع ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰ را پیش بینی کرده است.

۲- این شرکت ، درهماهنگی باشرکت ملی نفت میزان فعلی وآتی تولیداتان ، پروپان ، بوتان وبنزین طبیعی ، بهینه سازی ، تعیین ظرفیت ومحل احداث واحدهای استحصال اتان رادردست بررسی واجرا دارد.

محمدحسن پیوندی
مدیربرنامه ریزی وتوسعه

۷۸/۲/۲۴
۵۱۱

رونوشت : مدیرعامل محترم شرکت مدیریت توسعه صنایع پتروشیمی (عطف به یادداشت مورخ ۷۸/۱/۲۵)
" : رئیس محترم دفترشرکت بازرگانی پتروشیمی درلندن (عطف به یادداشت مورخ ۱۹۹۹/۲/۱۰)
" : معاون محترم مدیرعامل شرکت مهندسی وساختمان صنایع نفت ـ جناب آقای جوادی
: عضومحترم هیئت مدیره و رئیس کمیته گازانجمن نفت ایران

م.ا/ ف.م

تهران ـ بلوار کریمخان زند ـ تلفن ۸۱۰۸۱ ـ فاکس : ۸۸۲۲۰۸۷ ، ۸۲۱۳۱۳۰ ـ تلکس : ۲۱۲۷۵۹ ، ۲۱۲۵۲۰ ـ صندوق پستی : ۷۷۳۹،۷۵۳۸،۷۴۸۴

پیوست شماره ۱۰

شرکت مهندسی و ساختمان صنایع نفت (سهامی خاص)

بسمه تعالی

تاریخ : ۷۸/۲/۱۹
شماره : ۲۱۴-۳۰۰۰۰/۱۵۹

جناب آقای مهندس منصور دفتریان
عضو محترم هیئت مدیره و ریاست کمیته گاز
انجمن نفت ایران

موضوع : افزایش استحصال مایعات گازی از کارخانجات گاز و گاز مایع ۱۲۰۰ و ۱۳۰۰

باسلام،
عطف به نامهٔ شمارهٔ ان ۱۷۹۱/۷۷/۱ مورخ ۱۳۷۷/۱۲/۳ و پیرو مذاکرات حضوری بعمل آمده نکات ذیل را باستحضار میرساند :
ضمن استقبال از پیشنهاد ارائه شده که سبب افزایش مایعات گازی استحصالی از کارخانه میگردد همانگونه که در مذاکره حضوری اظهار گردید تهیه یک گزارش توجیهی کامل بمنظور اخذ موافقت کارفرما مستلزم ارائه مدارک مستند به کارفرما در مورد هزینه های اضافی این انتخاب می باشد.
باتوجه به اینکه در مذاکرات اعلام فرمودید که هزینه های مربوط به کمپرسورهای گازهای اسیدی برگشتی و شیرینسازی نهایی (Polishing) و خطوط لوله انتقال مایعات گازی و همچنین هزینه خطوط انتقال نیرو و پستهای برق مربوطه در برآورد منظور نگردیده است خواهشمند است در برآورد هزینه این موارد را نیز ملحوظ فرمایند.
ضمناً هرگونه اطلاعات تکمیلی در مورد پروژه که جهت تهیه برآورد دقیقتر مورد نیاز میباشد را اعلام تا سریعاً تهیه و ارسال گردد.

بااحترام
رکن الدین جوادی
معاون مدیر عامل در پروژه ها

تهران فرمانیه کامرانیه جنوبی نبش کوچه پیروز پلاك ۲ کد پستی ۱۹۳۷۹ صندوق پستی ۱۶۳۱۵/۱۸۸،
تلفن: ۲۲۱۴۵۷۹-۲۲۱۴۰۱۸ نمابر: ۲۲۱۵۸۵۱ تلکس ۲۲۲۸۸۵ شمس

۷۸/۳/۱۴