Archive of SID

چهارمین کنفرانس مشعل و کوره های صنعتی
تهران، ۲۹ خرداد ۱۳۹۳ مجری: هم اندیشان انرژی کیمیا
www.Koureh.ir تلفن تهران: ۸۸۶۷۱۶۷۶

انتگراسیون فرآیند تصفیه گاز به روش فناوری پینچ حرارتی با هدف بازیافت انرژی و کاهش نقطه شبنم آب در گاز تولیدی

ناصر تیموری خانه سری[۱]، امید رضا حبیبی[۲]
۱- عضو هیئت علمی دانشگاه صنعت نفت اهواز،دانشکده مهندسی نفت، گروه مهندسی گاز
N.teymourei.khanesary@gmail.com

چکیده

در واحد تصفیه گاز پالایشگاه گاز مسجد سلیمان یکی از مشکلات فرآیندی که علاوه بر واحد تصفیه واحد تنظیم نقطه شبنم را نیز درگیر خود نموده است،بالا بودن دمای گاز شیرین تولیدی می باشد (تقریبا ۵۵درجه سانتیگراد).در این دما محتوای آب در جریان مذکور برابر با mg/m3gas ۳۰۳۶ گزارش شده که قابل توجه می باشد که در نتیجه منجر به کاهش ارزش حرارتی گاز تولیدی از پالایشگاه می گردد.در این تحقیق براساس انتگراسیون حرارتی روشی جهت کاهش دمای گاز تصفیه شده بدون استفاده از سرمایش مستقیم و تنها با تکیه بر امکانات موجود در فرآیندی ارائه شده است.نتایج شبیه سازی با نرم افزار HYSYS نشان می دهد که در صورت استفاده از یک مبدل فرآیند/فرآیند و تبادل گرما میان جریان گاز شیرین (۵۵درجه سانتیگراد) و گاز ترش (دمای ۲۹درجه سانتیگراد) می توان تا حد قابل قبولی دمای گاز تصفیه شده را کاهش داد بطوریکه در دمای جدید (۴۱درجه سانتیگراد) محتوای آب در این جریان برابر با mg/m3gas ۱۰۱۳ می باشد.به این ترتیب می توان انتگراسیون حرارتی را ابزاری جهت کاهش نقطه شبنم آب در جریان های گازی نیز تلقی نمود.مزیت دیگر روش ارائه شده حذف کولر هوائی (کولر حلال در گردش) می باشد که در پی استفاده از مبدل فرآیند/فرآیند حاصل شده است.با حذف این تجهیز از فرآیند علاوه بر کاهش قابل ملاحظه مصرف برق(بازیافت انرژی) در واحد تصفیه گاز،می توان به کاهش هزینه های عملیاتی کولر هوائی مذکور اشاره نمود. از نظر اقتصادی انجام این پروژه مستلزم هزینه سرمایه گذاری خواهد بود که البته در آمدهای قابل حصول از انجام پروژه بیانگر این است که نرخ بازگشت سرمایه و سود پروژه برای پالایشگاه گاز مسجد سلیمان(MIS) کاملا توجیه اقتصادی خواهد داشت.

واژه‌های کلیدی: کاهش نقطه شبنم، انتگراسیون حرارتی، بازیافت انرژی، فناوری پینچ حرارتی

۱- عضو هیئت علمی دانشگاه صنعت نفت اهواز، دانشکده مهندسی نفت، گروه مهندسی گاز
۲- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی گرایش گاز، دانشگاه آزاد اسلامی واحد امیدیه

www.SID.ir

Archive of SID

۱- مقدمه

نام تکنولوژی پینچ برای پژوهشگران و دانشمندان فعال در عرصه بهینه سازی مصرف انرژی شناخته شده و آشناست. این تکنولوژی اولین بار توسط linnhoff و Turner [۱] برای تحلیل و بررسی شبکه مبدل های حرارتی به منظور کاهش مصرف انرژی استفاده گردید . آن ها به منحنی ترکیبی بعنوان ابزاری مهم در بازیافت انرژی پرداختند. تاکید آن ها بر نقطه پینچ بعنوان نقطه کلیدی در بازیافت انرژی بود و به همین علت نام تکنولوژی پینچ را برای آن انتخاب نمودند [۲]. به دنبال آن ها پژوهش هایی برای کمینه نمودن تعداد مبدل های مورد نیاز شبکه توسط flower و linnhoff [۳] و کمینه نمودن سطح مورد نیاز شبکه مبدل های حرارتی توسط Townsend و linnhoff [۴]، ahmad و linnhoff [۵] انجام گردید.اولین گزارش ها از کاربرد تکنولوژی پینچ مربوط به ICI بوده که ۳۰ درصد کاهش مصرف انرژی در فرآیند های شیمیایی و پتروشیمیایی ایجاد شده بود. سپس Union Carbide گزارش داد که بطور میانگین ۵۰ درصد کاهش مصرف انرژی داشته است [۶].

تا به امروز تکنولوژی پینچ پیشرفت های زیادی نموده است و علاوه بر شبکه مبدل های حرارتی برای بهینه سازی برج های تقطیر و کوره ها استفاده می شود. در راستای گسترش تکنولوژی پینچ ، مشکلاتی همچون در نظر گرفتن افت فشار در طراحی و همچنین محدودیت های افت فشار در اصلاح سیستم های موجود مورد مطالعه قرار گرفت . برای حل این مشکل Polley و Panjeh shahi [۶-۸] در اوایل دهه نود میلادی راهکار های مناسبی را ارائه نمودند.

همچنین Panjeh shahi [۸] الگوریتمی را برای بهینه سازی افت فشار در شبکه مبدل های حرارتی ارائه نمود. به منظور بهینه سازی انرژی در انتگراسیون فرآیند ها با افزایش ضریب انتقال حرارت، تکنیک افزودن وسایل افزاینده انتقال حرارت در مبدل ها توسط Polley et al [۱۰] و Jafari Nasr [۱۱و۱۲] مورد بررسی قرار گرفت. به موازات پژوهش های انجام شده در زمینه بهینه سازی شبکه مبدل های حرارتی ، پژوهشی نیز در مورد استفاده از این روش جهت بیشینه کردن استفاده مجدد از منابع آب توسط Smith و Wang[۱۳و۱۴] انجام شد. در سال ۱۹۹۹ میلادی Alves [۱۵] و Towler [۱۵] روش پینچ هیدروژن را به منظور کاهش هیدروژن درخواستی به ویژه در پالایشگاه ها مورد توجه قرار دادند.

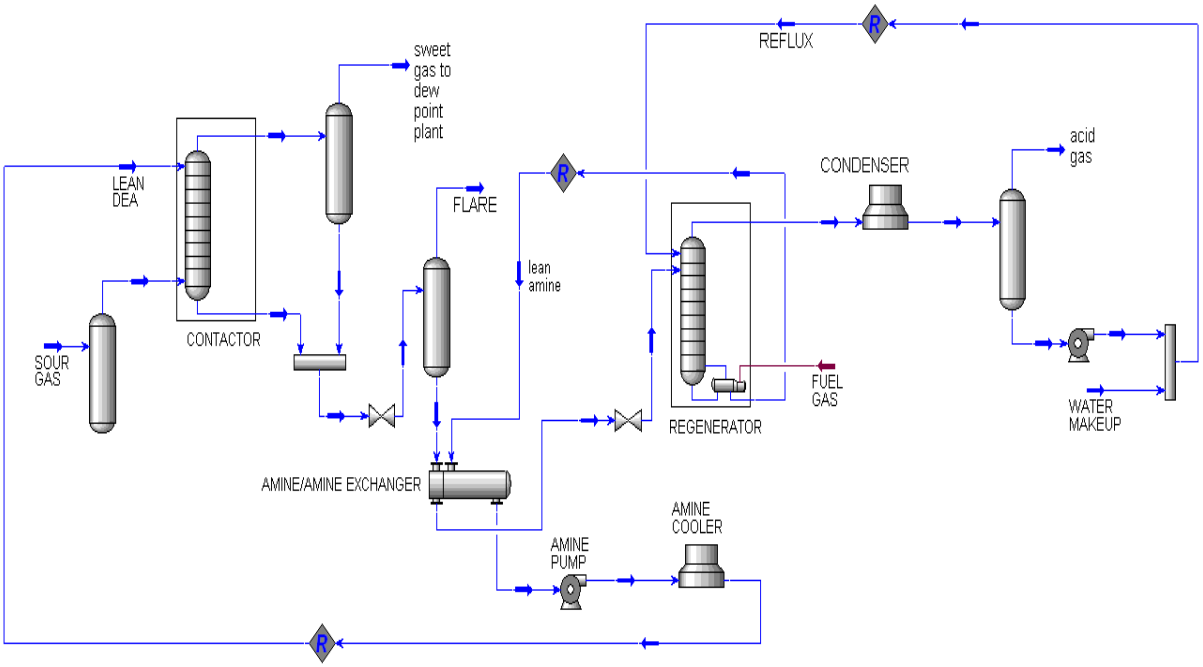
۲- عملکرد واحد تصفیه گاز

ابتدا گاز ترش (جدول شماره ۱ ترکیب گاز ورودی را نشان می دهد) که با فشار ۴۱۶۹ کیلو پاسکال و دمای ۳۰ درجه سانتیگراد وارد جدا کننده دو فازی شده و مقداری از مایعات همراه آن جداسازی می شوند سپس گاز خروجی از بالای جدا کننده از زیر سینی اول (شماره گذاری از پایین به بالا است) وارد تماس دهنده آمین می شود و در تماس با محلول ۳۰٪ وزنی دی اتانول آمین قرار گرفته و با دمای ۵۴/۵ درجه سانتی گراد از بالای تماس دهنده خارج شده و جهت از دست دادن مایعات احتمالی وارد شستشو دهنده می شود . محلول آمین غنی که از پایین برج تماس دهنده خارج شده ابتدا وارد یک شیر فشار شکن می شود و تا فشار ۴۴۶ کیلو پاسکال فلش می شود سپس جهت تفکیک مقداری از گازهای سبک محلول وارد جدا کننده آنی آمین می شود، جریان گاز خروجی از این جدا کننده مستقیما و بطور پیوسته به فلر ارسال شده و جریان مایع خروجی با دمای ۴۵/۴۵ درجه سانتیگراد به مبدل معروف آمین-آمین ارسال می گردد (در این مبدل که از نوع پوسته- لوله می باشد محلول آمین در تماس با محلول آمین احیا شده می بایست تا دمای ۱۰۰ درجه سانتیگراد پیش گرم شود ولی به دلیل سرد بودن محلول خروجی از پایین برج تماس دهنده این مبدل قادر به پیش گرم نمودن تا دما ۱۰۰ درجه سانتیگراد نبوده و در بهترین حالت می تواند جریان آمین غنی را تا دمای ۷۴ درجه سانتیگراد گرم نماید) . در ادامه محلول آمین پیش گرم شده از روی سینی سوم (شماره گذاری از بالا به پایین) وارد برج احیا آمین شده و طی ۲۰ مرحله (بدون در نظر گرفتن کندانسور و ریبویلر) عملیات دفع گازهای اسیدی از محلول آمین غنی شده صورت می گیرد (شکل شماره ۱) ، فشار بالای برج احیا ۱۷۷/۲ کیلو پاسکال و فشار ریبویلر ۱۸۸/۹ کیلو پاسکال کنترل می شود . محصول خروجی از کندانسور این ستون

www.SID.ir

Archive of SID

(کندانسور از نوع برگشتی کامل است) گاز اسیدی بوده که مجددا بطور پیوسته به زباله سوز ارسال می شود .خروجی از این ستون سینی دار آمین احیا شده است که با دمای ۱۲۰ درجه سانتیگراد به مبدل آمین-آمین ارسال می گردد[۱۶].



شکل۱ : شماتیک واحد تصفیه گاز در محیط HYSYS

جدول۱: ترکیب Sour Gas[۱۶]

Component	Mole Fraction
H_2S	0.000309
CO_2	0.005677
N_2	0.003612
CH_4	0.873575
C_2H_6	0.067402
C_3H_8	0.027805
i-C_4	0.004280
n-C_4	0.008420
i-C_5	0.002494
n-C_5	0.002394
n-C_6	0.001058
n-C_7	0.000579

۳- انتگراسیون فرآیند به روش فناوری پینچ حرارتی

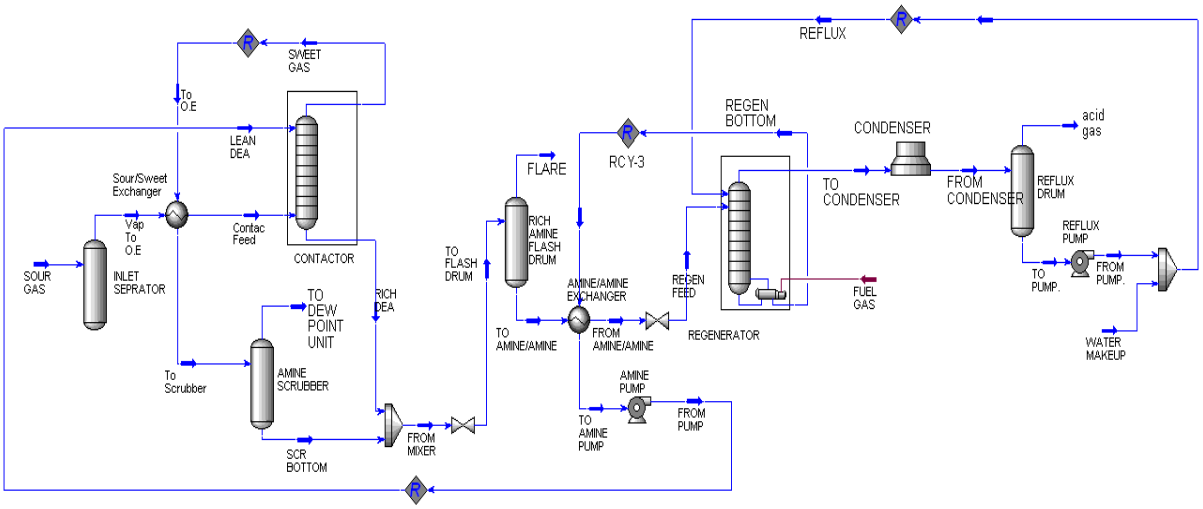
جهت تعریف یک سناریو برای کاهش مصرف انرژی ابتدا می بایست فرآیند فعلی شبیه سازی و انرژی های موجود برای هر تجهیز و جریان های فرآیندی مورد بررسی قرار گیرد.با توجه به اینکه دلیل اصلی مشکلات فرایندی پایین بودن دمای گاز ترش ورودی می باشد،پس باید با استفاده از روشی اقدام به گرم نمودن این جریان نماییم.پس از بررسی جریان های موجود در

www.SID.ir

Archive of SID

فرآیند می توان گفت که جریان گاز شیرین خروجی از بالای برج جذب دارای انرژی کافی برای گرم نمودن جریان گاز ترش را دارد (واکنش های جذب که میان حلال آمین و گازهای اسیدی رخ می دهند گرمازا بوده و در نتیجه دمای جریان های خروجی از برج جذب دارای دمای بالاتری نسبت به جریان های ورودی می باشند).در حال حاضر متوسط دمای گاز شیرین بالای برج جذب برابر با ۵۴ درجه سانتیگراد بوده که دارای اختلاف فاحشی با دمای گاز ورودی می باشد و می توان از این اختلاف دما به نفع فرآیند استفاده نمود (انتگراسیون حرارتی).تا این مرحله جریان مورد نظر شناسایی شده و در مرحله دوم باید دو جریان مذکور با یکدیگر تبادل حرارت نمایند.مبدل حرارتی پوسته/لوله مناسبترین تجهیز بوده و می تواند بهترین سطح انتقال حرارت را برای بیشترین تبادل حرارت فراهم نماید.در مرحله سوم شبیه سازی فرآیند این بار با اضافه شدن یک مبدل حرارتی (Sour/Sweet Exchanger) که مکان آن نیز قبل از برج جذب می باشد صورت گرفت (شکل شماره۲) که بر این اساس در این مبدل گرمایی جریان های گاز شیرین با دمای ۵۴/۴۵ و گاز ترش با دمای ۲۹ درجه سانتیگراد با هم تبادل حرارت می نمایند(شکل شماره۳ نمودار انتقال حرارت در این مبدل را نشان می دهد).در نتیجه این تبادل گرما دمای جریان گاز ترش از ۲۹ درجه به ۴۳ درجه سانتیگراد و دمای گاز شیرین از ۵۴/۴۵ درجه به ۴۱ درجه سانتیگراد کاهش می یابد.

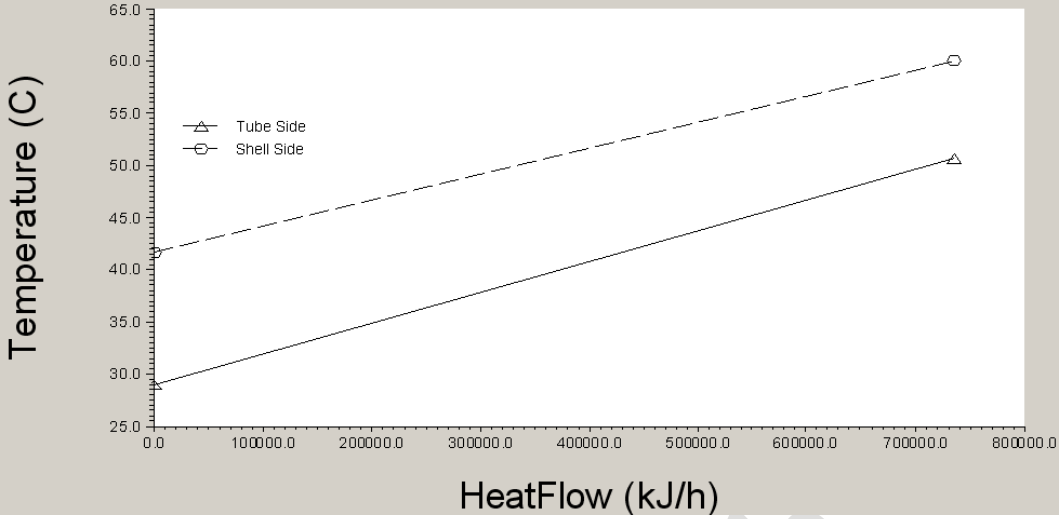
از طرفی بدلیل افزایش دمای محلول Rich DEA ،تبادل حرارت در مبدل آمین/آمین با کیفیت بهتری صورت گرفته که این امر خود را بصورت افزایش دمای خوراک برج احیا آمین تا ۱۱۵ درجه سانتیگراد نشان می دهد،افزایش تبادل گرما در مبدل آمین/آمین برابر است با کاهش دمای جریان ورودی به کولر هوائی(کولر حلال در گردش).براساس نتایج شبیه سازی در صورت استفاده از روش ارائه شده در این نوشتار،دمای جریان ورودی به کولر هوائی به ۴۹ درجه سانتیگراد می رسد که در اینصورت دیگر نیازی به استفاده از کولر هوائی نبوده و این جریان مستقیما به برج جذب گاز ارسال می گردد(شکل شماره۲).



شکل۲: شماتیک فرآیند انتگراسیون شده

www.SID.ir

Archive of SID



شکل۳: نمودار انتقال حرارت برای مبدل گرمایی Sour/Sweet

۴- اقتصاد پروژه

دوره سالیانه × قیمت برق برای هر کیلو وات ساعت × کاهش مصرف برق[۱۶]= سود ناشی از بازیافت انرژی (برق)

۴۱۲۵۶ دلار در سال = ۸۰۰۰ × ۰/۰۶ دلار × ۸۵/۹۵= سود ناشی از بازیافت انرژی (برق)

هزینه های عملیاتی+ قیمت خرید این تجهیز = سود ناشی از حذف کولر هوائی از فرآیند

۶۷۸۱۰ دلار = ۱۷۴۸۱+ ۵۰۳۲۹ = سود ناشی از حذف کولر هوائی از فرآیند

هزینه خرید مبدل گرمایی Sour/Sweet Exchanger = هزینه سرمایه گذاری پروژه

هزینه خرید و سایر هزینه های این مبدل با استفاده از نرم افزار محاسبه گردیده است.

۲۲۷۲۷ دلار = هزینه سرمایه گذاری پروژه

سود ÷ هزینه سرمایه گذاری = زمان سود دهی پروژه (سال)

۲/۵ ماه = ۰/۲۱ سال= (۴۱۲۵۶ + ۶۷۸۱۰) ÷ ۲۲۷۲۷ = زمان سود دهی پروژه (سال)

۵- نتیجه‌گیری

با توجه به نتایج بدست آمده از نرم افزار تخصصی ASPEN HYSYS و همچنین مقایسه شکل های ۱و۲ می توان گفت که اضافه شدن مبدل گرمایی جهت تبادل دو جریان گاز تصفیه شده و گاز ترش،منجر به کاهش ۷۵ درصدی محتوای آب در جریان گاز ارسالی به واحد تنظیم نقطه شبنم شده که این امر همراه با کاهش قابل توجه دمای جریان مذکور نیز می باشد.نتایج شبیه سازی نشان می دهد در صورت تبادل گرما بین جریان گاز شیرین و گاز ترش در مبدل گرمائی پوسته/لوله،دمای جریان گاز تصفیه شده به ۴۱ درجه سانتیگراد کاهش می یابد که در نهایت باعث افزایش بازدهی واحد تنظیم نقطه شبنم می گردد.

یکی دیگر از نتایج بدست آمده مربوط به بحث بازیافت انرژی و سرمایه می باشد.در اثر تبادل میان جریان های گاز شیرین و ترش در مبدل sour-sweet Exchanger دمای جریان گاز ترش که به برج جذب وارد می شود بطور قابل توجه افزایش می یابد و در نتیجه با توجه به گرمازا بودن واکنش های جذب در برج جذب،دمای جریان Rich DEA از ۳۲ درجه سانتیگراد به ۴۵/۳۳ درجه سانتیگراد افزایش خواهد یافت،افزایش دمای این جریان به معنی افزایش انتقال گرما در مبدل آمین/آمین خواهد بود و با توجه به نتایج شبیه سازی بازده این مبدل ۳۸ درصد افزایش می یابد و در نتیجه دمای محلول آمین احیا شده

www.SID.ir

Archive of SID

خروجی از مبدل آمین/آمین تا ۴۹ درجه کاهش خواهد داشت که این دما برای ارسال به برج جذب گاز بسیار مطلوب بوده و دیگر نیازی به استفاده از کولر هوائی جهت خنکسازی نخواهد بود.در نهایت این تجهیز از فرایند حذف و در مصرف برق (۸۵/۹۵ کیلووات ساعت) نیز صرفه جوئی خواهد شد.

مراجع

[1] Linnhoff, B., Vredeveld, D.R. (1984) Pinch Technology has come of age, Chem. Engng.Progr., 80, 33-40.
[2] Smith, R. (2005) Chemical Process Design and Integration, John Wiley & Sons, Chichester,West Sussex, UK.
[3] Smith, R., Linnhoff, B. (1988) The design of separators in the context of overall processes,Chem. Eng. Res. Des., 66, 195-228.
[4] Linnhoff, B., Dunford, H., Smith, R. (1983) Heat integration of distillation columns into overall processes, Chem. Engng. Sci., 38, 1175-1188.
[5]Linnhoff, B., Flower, J.R. (1978) Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks, AIChE Jl., 24, 633-642.
[6] Linnhoff, B., Hindmarsh, E. (1983) The pinch design method for heat exchanger networks,Chem. Eng. Sci., 38, 745-763.
[7] Linnhoff March Ltd. (1998) Introduction to Pinch Technology. Linnhoff March Ltd. now part of KBC Advanced Technologies plc., UK.
[8] Linnhoff, B., Mason, D.R., Wardle, I. (1979) Understanding heat exchanger networks,Comput. Chem. Engng., 3, 295-302.
[9] Linnhoff, B., Parker, S. (1984) Heat exchanger networks with process modification, IchemE Annl. Res. Mtg., Bath, UK.
[10]Linnhoff, B., Townsend, D.W. (1982) Designing total energy systems, Chem. Engng. Progr.,78, 72-80.
[11]Linnhoff, B., Townsend, D.W., Boland, D., Hewitt, G.F., Thomas, B.E.A., Guy,
[12] A.R.,Marsland, R.H. (1982) A User guide on process integration for the efficient use of energy,first edition, IChemE, Rugby, UK. Revised edition 1994.
[13] Linnhoff, B., Turner, J.A. (1981) Heat-recovery networks: new insights yield big savings,Chem. Engng., 88, 56-70.
[14]Linnhoff, B., Vredeveld, D.R. (1984) Pinch Technology has come of age, Chem. Engng.Progr., 80, 33-40.
[15] Umeda, T., Niida, K., Shiroko, K. (1979) A thermodynamic approach to heat integration in distillation systems, AIChE Jl., 25, 423-429.
[16] Documents OF MIS GAS REFINERY

www.SID.ir