

R J Jibb², I Gibbard², G T Polley² and D R Webb¹

¹Dept of Chemical Engineering, UMIST, Sackville Street, Manchester M60 1QD, UK²

CalGavin Ltd., Station Road, Alcester, Warwickshire, B49 5ET, UK

まとめ

ベントと還流冷却器の設計における主たる要求を明らかにするために、それらに適用できる技術がレビューされた。工業的に適用されるこの方法は、ガス側の熱伝達係数を示すことと、仮定された冷却曲線の両方に、深刻な限界を持っており、そしてこれらは、その応用において重大な予想される失敗で示される事例によって、説明される。還流冷却器の設計における液体混合の挙動の理解の明らかな欠如のあることと、この局面の正しい指針はその設計のために難しいことを示している。ガスと凝縮液の熱と質量伝達係数の増強は、夫々のケースで機構が違っているとしても、ベントと還流冷却器の両方のサイズの極端な減少ができる可能性を持っている。最近の測定では、コイル状のワイヤー挿入体の適用が、ベント凝縮器の性能を増強すると報告され、還流冷却器に対しても潜在便益を持つと推量される。この潜在便益の有利性を証明するためのデータは、更なる研究が必要である。キーワードは：ベント／還流冷却、設計、増強

1、はじめに

この報告では、最初に蒸気と凝縮液が向流である垂直のシェル&チューブ交換器について考える。ベント／還流凝縮器の設計法における最近の興味は、石油化学工業の応用用途の増加に伴い、排ガス流から低濃度の有機揮発性物質を除去するためのノックバック凝縮器としての使用に一部用いられることである。環境規制が強まるに伴い、熱交換増強は、既存交換器の法令順守を達成するために、そして新しい装置のサイズを最少化するために、重要な役割を果たすようになってきている。この分野における言葉の意味を明確にしておく幾つかの注意が必要である。ここで使われる定義は：

- ・ 還流凝縮—— 残された蒸気中にはより多くの揮発性成分のある、蒸気混合物の部分凝縮。蒸気と液は向流で、そして分離を増強する追加の整流装置が存在する。
- ・ ベント凝縮器—— 非凝縮性ガスの蒸気含量を可能な限り減少するための装置。色んな幾何形状が試されている。
- ・ *Dephlegmator*—— 主として還流冷却器と同意義、しかし炭化水素混合物のような低沸点蒸気の低温分離に使うことは含まれない。

還流凝縮は実際、多くの異なった形状のためのプロセスを記述する幅広い言葉であり、より普遍的な TEMA の E タイプシェル&チューブに一寸追加したもの、空冷交換器の縦型管内で還流凝縮される場合や、容器や塔内に設けられたチューブバンドル (管束) の外表面で、または TEMA の水平 X タイプ交換器の胴側での場合である。Bakke(1997)は最新の技術と特許を広範囲にレビューしている。

還流凝縮プロセスは、連続的に蒸気から凝縮液が分離される場合、在来の凝縮器の中で、自然分離の達成以上を付加する、一層の分離 (または整流) を許容する。蒸留塔負荷において、これは特別の段階の数と同様である。Rorm(1980)は、熱は、連続的に入って来る熱い蒸気と、液膜から少ない蒸発成分が再蒸発する冷たい凝縮液の間で、交換される。このプロセスは、熱力学な結果と、その結果としての還流交換が、非常に狭い温度差で行われていることを示す。これは、Isalski(1989)の冷却媒を冷却に使う LPG の回収のような低温プロセスにとって、特別に重要である。その他の還流冷却器の有用性は：

- ・ 凝縮液のサブクーリング（過冷却）——これは凝縮液が再加熱されるため減少する。
- ・ 配管コスト——これらは容器や塔にフランジで装着するユニットによって低下する。
- ・ 事故ベント(Self venting)——これはユニットの上部への入口ガスの上昇流によって増加する。

設計において考慮すべき最初の問題は、正確なフラッディングポイントを示すことである。フラッディングは蒸気速度が重力に対抗して液を押し上げるに十分高いときに起こり、そして還流冷却器の運転の限界を表わす。考えられる多くの研究がこのトピックに対してなされているが、この報文での考慮の外であり、また先でも考察しない。

第2の問題は、指定された温度と組成プロファイル状態での、熱と特に質量移動の予測に集約されている。現状で工業的に適用できる設計方法は、満足できないことは明らかで、この報告はこれがそのケースであることを示している。そこで最も普通に工業的に実施される方法は、質量移動速度式を明快に考察せず、控え目な推定が成されている。これがやむを得ない真実である事例が提供されている。質量移動効果は、還流凝縮器の設計において、特に多成分蒸気が存在する場合、最優先に考慮されるものであり、ここで議論するための理由である。還流凝縮器の予測は、液体混合の影響によってさらに複雑になり、発表された文献の中でさえも、凝縮膜における混合の役割について混乱がある。

最近の CalGavin の “hiTRAN “ワイヤー立体素子 : Polley et al, (1994)、のような、管側促進素子の垂直型並流凝縮器の管側への適用は、ベント凝縮器のガス側係数の増強と同様に、その液膜の崩壊に顕著な効果を持っている。現在まで、還流凝縮におけるこのような素子の潜在的な便益の、着実な研究は存在しなかった。

2、 文献再調査

Kent と Pigford, (1956),の多成分系での実験は、ガス組成のかなり大きな変化は還流凝縮の配列を使用することで可能であることを確立した。Colburn と Hougen, (1934),の膜法、Colburn と Drew, (1937),の2つの混合体のための手法の後、多くの年月ののちに、Krishna と Standart, (1976),の研究の中で多成分混合物への一般化がある形状での : Taylor と Krishna,(1993).、実験データと良い一致を与えることを見出した。これらの方法は、別個の独立した熱と物質移動の速度を含んでいる。

他方工業的設計方法は、“平衡手法”を設計の基礎として参照する、分離パスを実践してきた。ここで質量移動速度式は、Kirschbaum, (1930),の単純整流計算として、あるいは、蒸気と凝縮液の流動構造を反映した平衡計算による冷却曲線によって、効率と共に平衡状態モデルを使うこと、あるいは Silver, (1947),と Bell および Ghaly, (1973)に基づく方法を使うことによって無効にされる。後の方法は、還流凝縮器の場合において問題が発生する場合を除いて、幾らかの成功を伴う凝縮器の工業的設計の好ましい方法となった。蒸気-液体平衡のただ一つの進歩した計算は、凝縮器の形状と関わりなく要求される。加えて、この方法は、そこでは拡散データの要求とともに、‘膜’法、が不可能としても、不特定の成分の混合物に適用されるであろう。

還流凝縮のためのこれらは発表報文の中で、Di Cave 等, (1987),は、理想的2相系のための Colburn の ‘膜モデル’の単純なバージョンを、2つの2相系システム(CCU/Toluene と n-hexane/w-octane)のための、18mmIDで長さ0.92mの管内でおこる分離のモデル実験データのために、用いた。その結果は、Kirschbaum の単純整流計算とも比較された。管は比較的短いものが使用されたが、一つの理論状態での分離が報告された。3種の蒸気混合物の還流凝縮の厳密で成功裡の計算は、Rohm, (1980),によって、Krishna と Standart の修正膜モデルを用いて、もたらされた。特別の分離効果の重要性は注目され、Rohm は還流凝縮を“追加の分留によって随伴する蒸留液蒸気での液還流の生産”と記述している。これらの厳格な方法は顕著な計算時間を要求するが、コンピュ

ーターのスピードの向上によって、著しい不利益にならないことが注目される。より簡単な予測の方法の比較は無い。

ノズル内還流凝縮における、2種混合物のための分離効果を推定するための別の方法は、Krupiczka 等(1990)によって提供されている。Krupiczka は理想的な混合モデルと一次元膜モデルの、エタノールと水の2種混合物の実験データを比較した。膜モデルの場合、その溶液は‘混合’と‘非混合’の2ケースに分かれる。蒸気液体界面での平衡を推定する場合、この計算は安定でとなることが見出され、最初の正確な平衡の推定は界面温度において与えられる。一次元‘膜’モデルの実験データとの満足すべき一致は報告されているが、このシステムで液混合の影響と拡張に対し、あいまいな解釈結果が得られた。平衡定数 K がモデル定数として考慮された時、理想混合モデルのための、幾らかのデータの一致は得られた。

還流冷却での ESDU(Engineering Sciences Data Unit)データ項目(1989)は、純蒸気と多成分システムのための詳細な設計方法を与え、そして向流条件における異なった膜レイノズル数での、液膜熱伝達係数を示す相関関係が提示された。しかしながら、ここでは質量移動効果に関する議論は存在しない。ESDU は、設計の目的には、‘膜法’または銀鈴(Silver-Bell) ‘平衡法’のどちらかが使われると予想している。後のケースでは、彼等は並流条件での差異冷却曲線を使いことを助言している。

還流凝縮の増強に唯一の直接的な考察は、Abdelmessih 等(1997)によって提供された。理論的研究は、ひだ飾り管で再配管された既存還流冷却器によって、ガス流体から蒸気除去の中で、潜在的な便益を得るために存在するかを決定するために実施された。このような管は通常残留空気条件下のユニットで用いられる。このフィン蒸気中心(vapour core)内の熱伝達への効果は期待されないが、それらは顕著に出口品質を改善し、そして液側の熱と質量移動係数の改善のために、必要な伝熱面積を減少した。Briggs と Polley(1995)は、ベント凝縮器の改善で、hiTRAN ワイヤメッシュ挿入体による凝縮熱伝達の増大の実験からのデータを報告した。彼等は、価値のあるガス側の熱伝達係数の増強を報告する。hiTRAN 挿入体の潜在的便益は、還流凝縮を含む場合の衝撃的な増強の適用によって、結論付けられる。

3、 設計法の選択

上記の報文には、還流凝縮に適用する‘膜’と‘平衡’方法の厳格な比較は存在しなかった。このプロセスに対して、最新の熱伝達増強技術を適用するために、現実的な設計手法が要求される。凝縮器設計の‘膜’と‘平衡’方法は、それらの予測を基礎としたガス膜熱伝達係数と後の方法の中の冷却曲線の形成とが比較される。

3.1、ガス膜熱伝達係数

自立的に起こる熱と質量移動の‘膜’モデルを考察する。対照の‘平衡法’は、ガス相の飽和を丁度保つために起こる速度を予想することによって、質量移動の効果を解散する。ガス膜熱伝達抵抗は、ガス相の知覚出来る熱量が、ガス膜を横切って伝わることを推測することにより、計算される。工業的には、何ら正当性の無いが、平衡法は設計の安全性であると仮定されてきた。しかしながら McNaught, (1981),は、ガス膜熱伝達係数を予測する中の誤りを指摘し、この方法が常に安全でないことを示した。

Webb, (1995),は、Lehr, (1972)の実験データの条件下で、‘膜’と‘平衡法’それぞれの方法で得られた有効ガス膜伝達係数の比較により、相対メリットの評価を報告している。‘平衡法’で使用されたガス膜伝達係数は、システムと凝縮の進展とともに変化する Lewis Number に依存して、設計において安全か不安全 150%以上の誤差の中にあることを論証した。安全設計は‘平衡法’での Lewis Number が約 0.6 から 0.8 の限界値より小さい

場合に見つけられ、高い値の場合には不安全設計である。凝縮パスに沿って限界値と交差する Lewis Number を持っている、空気-水のために、設計において図 1 のような補正効果が観察され、そしてこのシステムの総合的な誤差は小さい。それに反して、空気-トルエンでは、Lewis Number は常に凝縮パスに沿って常に限界値の上位にあり、そして誤差は補正されずに大きい。(図 1 に示したように、その負荷のために約 40% 超の面積が要求される。) 平衡法は設計目的には現実性が少ないと結論付けられる。この効果に対して更なる詳細な議論が Webb 等, (1996) によって提供されている。

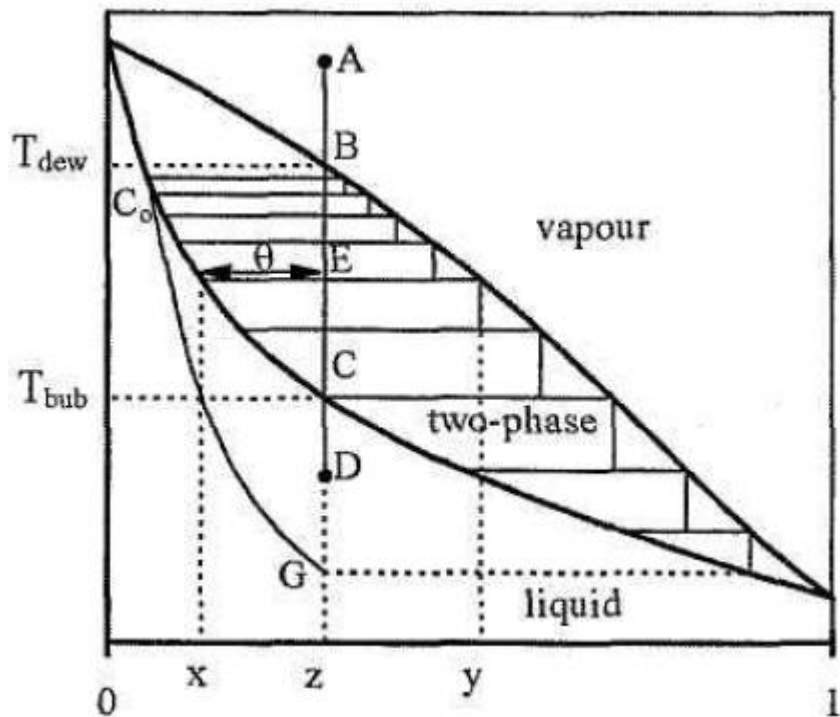


図 1 設計法による相違点、組成変化と必要面積

3.2、適切な冷却曲線の構築

‘平衡法’を適用するためには、最初に都合のよい冷却曲線が明らかにされなければならない。これは 2 あるいはそれ以上の成分の蒸気混合物に適切で、単一蒸気、または蒸気とガス、から唯一の冷却曲線が得られる。膜法においては、予測される蒸気温度は熱と質量移動速度式の結果であり、飽和は必要ではない。冷却曲線は仮定された流れのパターンと蒸気と凝縮液の接触に依存する。ベントと還流凝縮器の設計に適切な、少なくとも 3 つの冷却曲線が明らかにされるであろう。

- 積分(Integral) : 蒸気と凝縮液がそれらの平衡状態で並行流である。
- 微分 1(Differencial_1) : 蒸気と新しい凝縮液が平衡状態にあり、前の凝縮液は分離される。これは縦型シェル&チューブ型の凝縮器で期待され、そこでは凝縮液はシェルの底部に落ち、あるいは貧弱な攪拌しかない‘不攪拌’の場合の還流凝縮器では、上部からの凝縮液は新しい凝縮液の下に埋葬される。
- 微分 2(Differencial_2) : 蒸気と凝縮液が、還流凝縮器の中で、全ての凝縮液と局所的な蒸気の平衡として、向流状態にある。これは‘混合された’凝縮液の場合である。

図 2a と 2b には、それぞれ異なる曲線が如何に生成されるかを図示する。図 2a の積分曲線は ABCD を辿り、過熱蒸気の冷却で、A 点では露点、B 点から BC に沿って凝縮、そして CD に沿っては凝縮液の過冷却を表現する。全体組成 z は、E 点で、1 モルの供給は 0 モルの蒸気成分 y、そして(1-8)モルの凝縮液 x、に分割されるであろう。

う。

‘不攪拌’凝縮液の最初の凝縮を表わす微分曲線は、平衡条件下で蒸気と凝縮液の混合物にそれぞれ分けられる幾つかの段階を考慮することにより、構築される。凝縮液は次いで物理的に分離され、そして次の段階は残存の蒸気を含む。図 2a は、10 等モルの凝縮液の製造プロセスを示す。曲線 C_0G は全て最初の凝縮液の混合物組成である。更なる段階で考慮するこのプロセスの閉塞は、“真”の微分凝縮である。これは ESDU, (1989)が考えた還流冷却器の設計に適用出来る冷却曲線である。

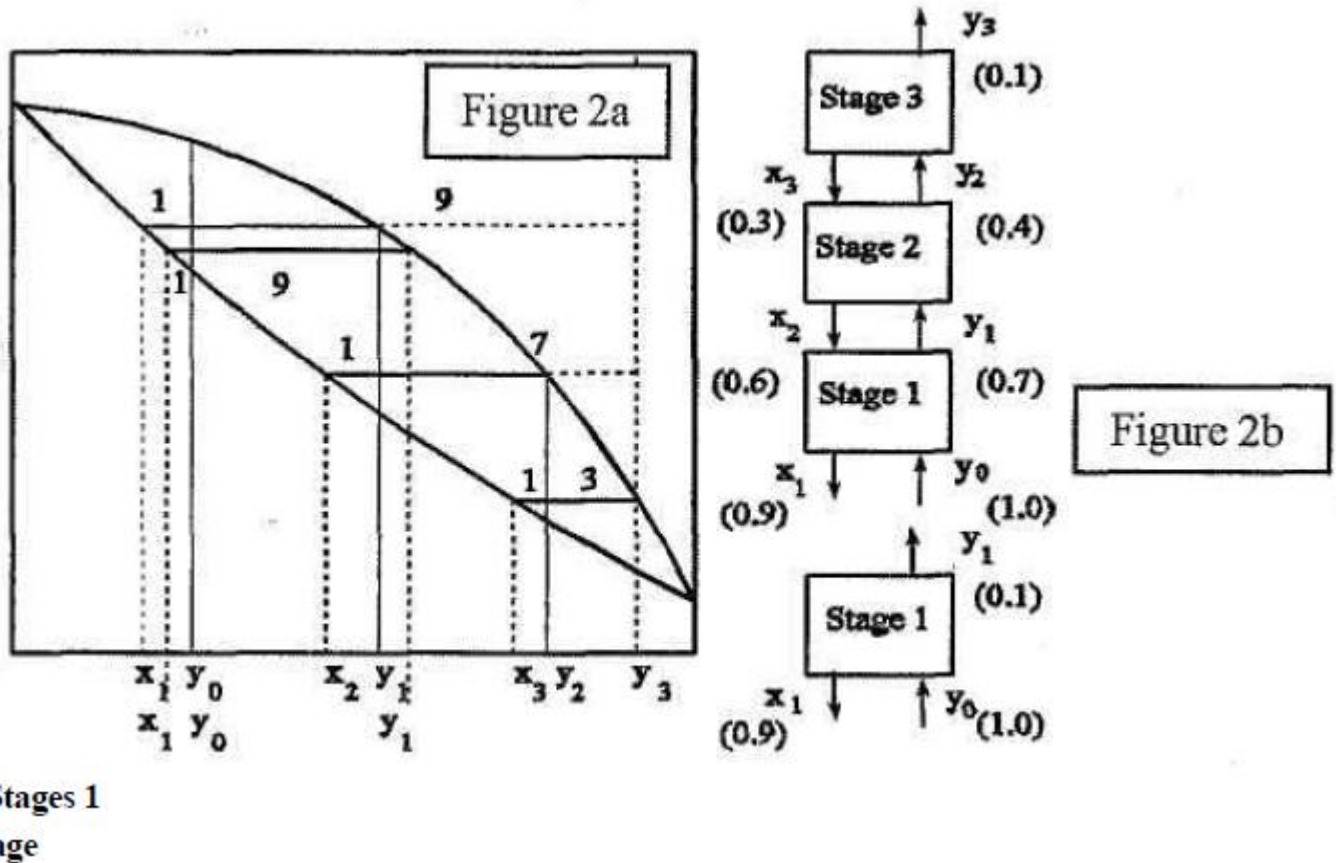


図 2 Webb (1995)による並流と向流条件下での積分と微分曲線

微分冷却曲線の 2 つ目の形は、図 2b で、供給物の部分凝縮として働く、還流冷却器の特別な場合として適用される。これは、各々で同じモル分率の供給物が凝縮する、数多くの平衡段階の起こることを考慮している。この各段階で、残余の蒸気と残余の凝縮物は平衡状態にある。総括のマスバランスは、上部に残された蒸気と残余の凝縮液と、そして任意の条件下での蒸気入力の間で、満足させられなければならない。

図 2a は、微分冷却曲線が、混合物全体の気泡点以下であるその露点を減少させることによって、より少ない凝縮可能性の残留混合物を作ることを示している。これは、その蒸気を出来る限り凝縮することを唯一の目的とするベント凝縮器では、好ましくないことである。ベント凝集器では、凝縮液の分離無しに蒸気と凝縮液が平行流であるように最適設計される。最良の幾何形状は、小さな直径の導管内の並流、そして積分冷却曲線が設計上適切であることが期待されることである。

還流凝縮器は、分離効果が最大化されることを要求する。図 2a で明確に示されているように、蒸気相中により蒸発成分を優先的に残る自然分離がある。しかしながら、図 2b に示された、還流幾何形状は、蒸気と凝縮液の向流接触の故に、追加の精留生じる。この 2 つの微分曲線は、‘不混合’と‘混合’の境界の象徴を明らかにし

た。もし ESDU が図 2a に基づいた曲線を用いての助言は、精留効果は考慮されず、還流凝縮器幾何形状を選択時の大きな理由、ということである。他方設計は安全側にあるべきである。凝縮液の混合の程度は、還流凝縮器の振る舞いを良く記述した 2 つの曲線で決定され、そして液体混合の程度は、還流凝縮器の設計に重要なものとして斟酌される。液体混合を改善する促進素子は性能上、有益な効果をもたらすはずである。

3.3、設計における冷却曲線

先の冷却曲線に限りなく近い実際の凝縮を決定するための、Webb 等 (1997) の実験研究は実施されてきた。これは商業規模の水平のシェル&チューブ凝縮器で進められた。これは還流冷却器の典型とは言えないが、先述の冷却曲線に近づくための綿密な実際のプロセスを示している。実験は、エタノール-水混合物の広い組成範囲 (25%–99mol%) で、圧力 (0.2–1.0bar) で実施された。図 3 に典型的な結果を示す。

微分曲線は、達成された分離を過大に見積もっているように見える。残された蒸気が全ての凝縮液と平衡にあると仮定される積分曲線は、また少なからぬ間違いである。凝縮液がシェルの底部に落ちそして蒸気と分離されるという幾何学形状から、中間の挙動は多分期待されても良い。しかしながらそれは、この場合に ‘不混合’ 凝縮液と思われる、膜モデルがこのデータを示すにおいて非常に成功しているように見ることが出来る。これは、水とメタノールの凝縮の相対速度を示す中で、そして結果としての事実上の放出蒸気組成とその飽和温度は膜モデルの成功だとされる。分離の起こっている凝縮プロセスでは、物質移動プロセスの速度式は、挙動の良い予知を与えることを要求する。膜モデルは良い設計のために必須である。

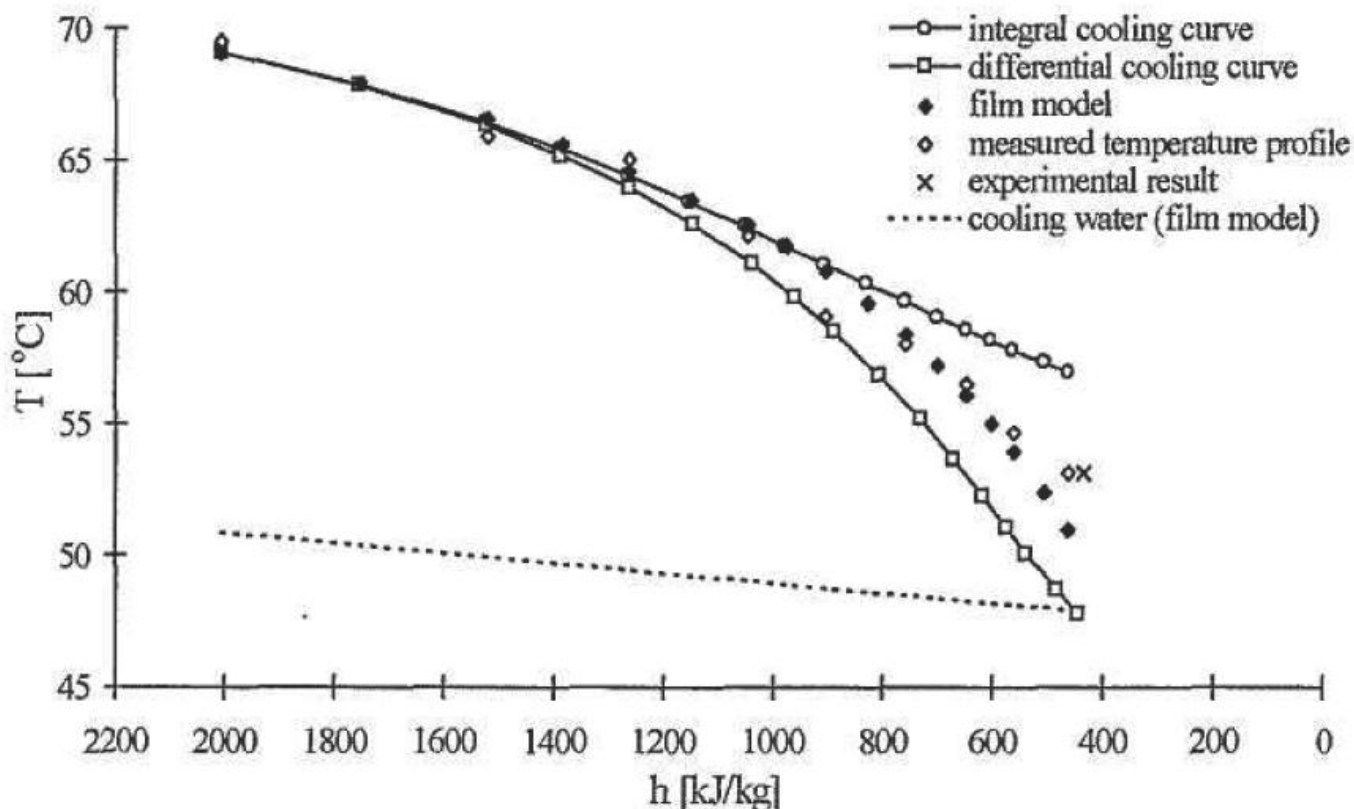


図 3 凝縮器のための積分と微分冷却曲線の実験的比較

微分冷却曲線は、達成される分離を過大に見積もることが出来、そしてその性能が、実際の還流冷却器では到達できないであろう混合凝縮液の曲線によって示されていることを認めるべきである。

3.4、多成分混合物

膜モデルは、Krishna と Standart, (1976)によって多成分システムの記述のために一般化された。3あるいはそれ以上の成分を含む混合物の場合、質量移動を表現する式は次のように書かれる。

$$\dot{N}_i = \sum \beta_{gij} (\bar{y}_{gi} - \bar{y}_{sj}) + \dot{N}_i(\bar{y}_{gi})$$

$$\left[\text{Cond} \right] = \left[\text{Rate by} \right] + \left[\text{Rate by} \right]$$

混合物 i 番目成分のモル移動速度は、拡散と対流の寄与に依存する。拡散寄与での和の用語は、n 成分中の(n-1)番目の、全ての独立した濃度差異における、流動への依存を示す。一般的な凝縮では、全ての凝縮可能な成分は蒸気から液体に移動し、そして対流の用語が支配する。しかしながら還流凝縮器では、蒸発と凝縮の両方が起こるのであろう。実質の凝縮速度 (*iSt*) は、この再沸騰効果のために小さくなる傾向にあり、等モルの逆拡散の場合消失する。拡散の影響の増加と共に、完全な Krishna-Standart 近似が、還流凝縮器の的確な設計に必要であろうと信じられた。

4. 液体混合の役割

凝縮層の厚みが管の下部で増加するのに伴い、流速に依存する波の効果と乱れによって混合の度合いが増加するために、‘不混合’から‘混合’液体膜への段階的な変化が起こるのであろうことが期待されている。実際の挙動は、図 2a と 2b に与えられたように、2つの両極端の‘混合’と‘不混合’凝縮液の間の何処かに横たわっていることが、しかしこの‘膜’は‘平衡’法が使われるよりも、期待される。Takuma 等 (1994) は液体の混合条件の効果は、通常の堅型凝縮器では無視出来るが、しかし既に先述したように、還流冷却器調整を使用するまさにその理由は、良好な液体混合の効果から生起する、その追加の質量移動効果に依存している。それは実験データが不在だとしても妥当であり、理論的にも、液体混合が還流冷却器の性能に影響する中で、重要であろう。

Knauss,(1997)、図 4 は、如何に液体混合が還流凝縮性能に影響するかを、異なった還流比と入力組成の範囲にある、水-メタノール 2 成分混合物で示した。

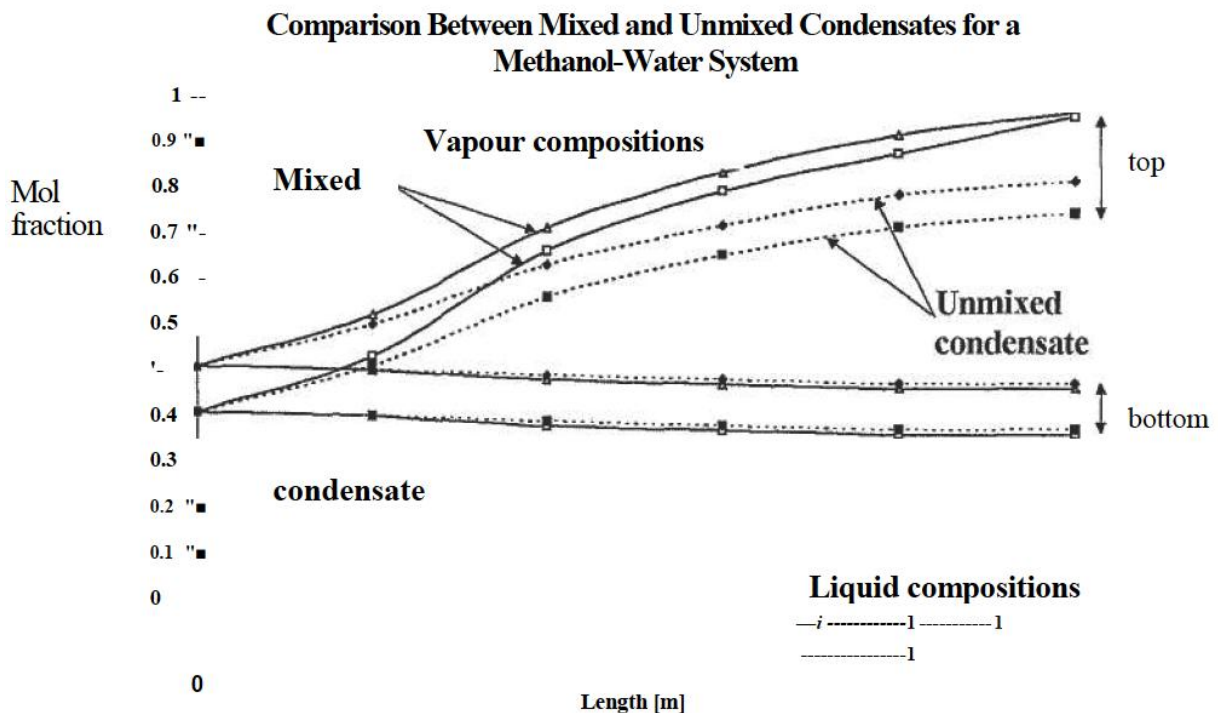


図 4 10%オーバーヘッドのメタノール水混合物に適用した膜モデル、Knauss,(1997)

図4にはその計算結果を示している。還流凝縮器の性能は、2つの入口成分の完全‘混合’と‘不混合’凝縮液の膜モデル近似法によって計算される。上部と底部の成分は、供給量の90%が凝縮するような条件のもとで、種々の長さの管において計算される。その解は、“上部-底部”基準として進められ、そこでは上部組成が、管底部の液出口組成の指定の値に合うまで、推測と変更がなされる。‘混合’の場合の正確な解のためには、最初の増分（管の上部）での凝縮液が‘不混合’であったとの仮定することが必要であった。

5. 管側促進

単相へ適用した熱伝達増強の使用は、多くの所有者の装置の性能を上げることで信頼性を増し、この数年着実に成長してきた。そのような仕掛けは、管内の流体力学を修正し、したがって熱伝達により好ましい条件が得られる。hiTRAN 立体線状挿入体の場合、促進は、流体と壁の間の摩擦抵抗のために形成される熱的に非効率な境界層の崩壊によって、達成させられる。凝縮熱伝達では、このような装置は、非凝縮ガスの蓄積または蒸気液体界面での低揮発成分によって形成される、液膜とガス膜上の両方に効果をもっている。どちらかの効果の相関的利益は、そのプロセスが液またはガス側のどちらが制御されるかによって決定される。還流凝縮器の場合、フラディングを避けるために低い蒸気速度を要求されるので、通常低い熱伝達係数で実現される。次述の増強の効果はそれ故の関心事である。

- ・ 物質移動 — 液膜の混合
- ・ 熱伝達 — ガス側と液側抵抗の減少
- ・ 流体力学 — 液ガス界面の崩壊（再巻き込み、再エントレインメント）

図5には、平滑管内での液膜の成長と、増強素子が如何にその流れのパターンを変えることに期待されているかを定性的に図示した。明確に、蒸気の下、凝縮液の流れはゼロであろう。管下方に移動すると、凝縮液の流速は小さため、流れは層状で、この領域での膜は‘不混合’であることが期待される。さらに先の下流で、凝縮液の流速がどうかするに伴い、流れが波型層状状態になった時、部分混合が生成する。挿入体は、層流状態にある管内長さを減少と、波効果と汜濫を促進することによって、液膜の物質移動の増強が期待される。これは改善された凝縮伝熱境膜係数と高い精留効果の両方に便益を与えるであろう。

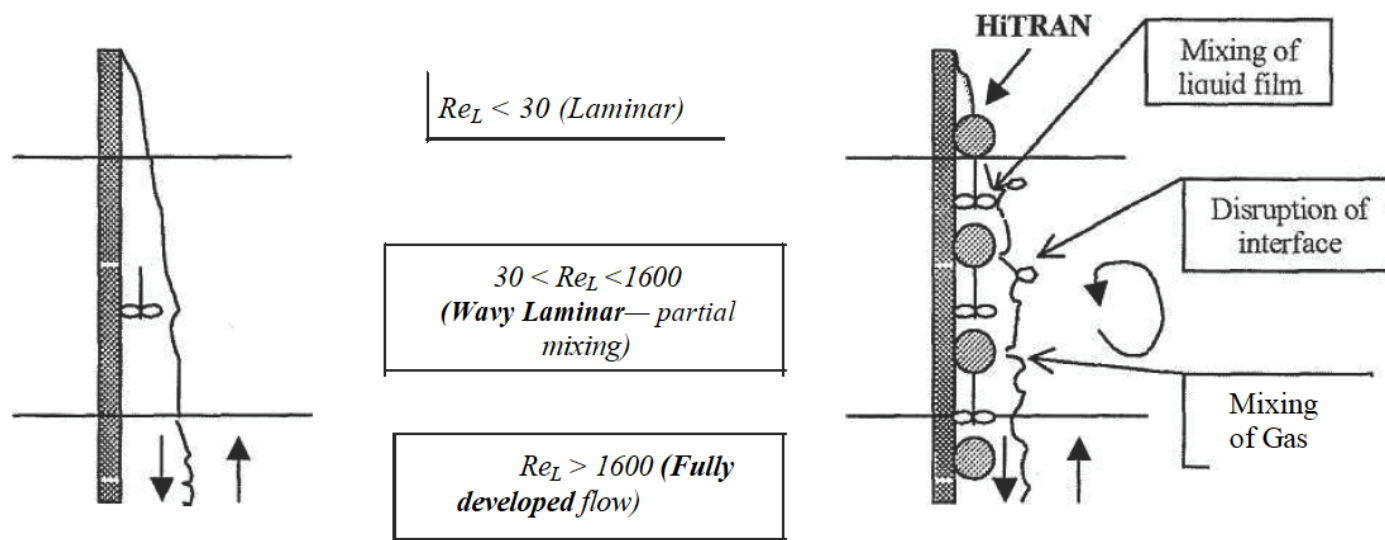


図5 平滑管内と増強管内での液膜の成長

不幸なことに、今のところ還流凝縮器に挿入体を使用したデータは存在しない。しかしながら、純蒸気と単一蒸気/非凝縮ガス混合物の両方の増強に関する実験研究は、凝縮熱伝達 Rose と Briggs, (1998)によって提出されて

いる。全ての蒸気と凝縮液の h_i は並流である。総括熱伝達係数は、4つの異なった入口速度 (3.5–5.5m/s) で、空気濃度は 15%v/v 以上、平滑管と増強管の両方で測定された。得られた全体的な増強は概ね 50%–69%の範囲にあった。このプロセスはガス側制御であったが、増強はガス側の熱伝達係数の増加に帰していた。この“増強係数”を向流のガス側係数に適用することにより、挿入体の使用のために得られる熱伝達便益の可能性の予測を得ることが出来る。

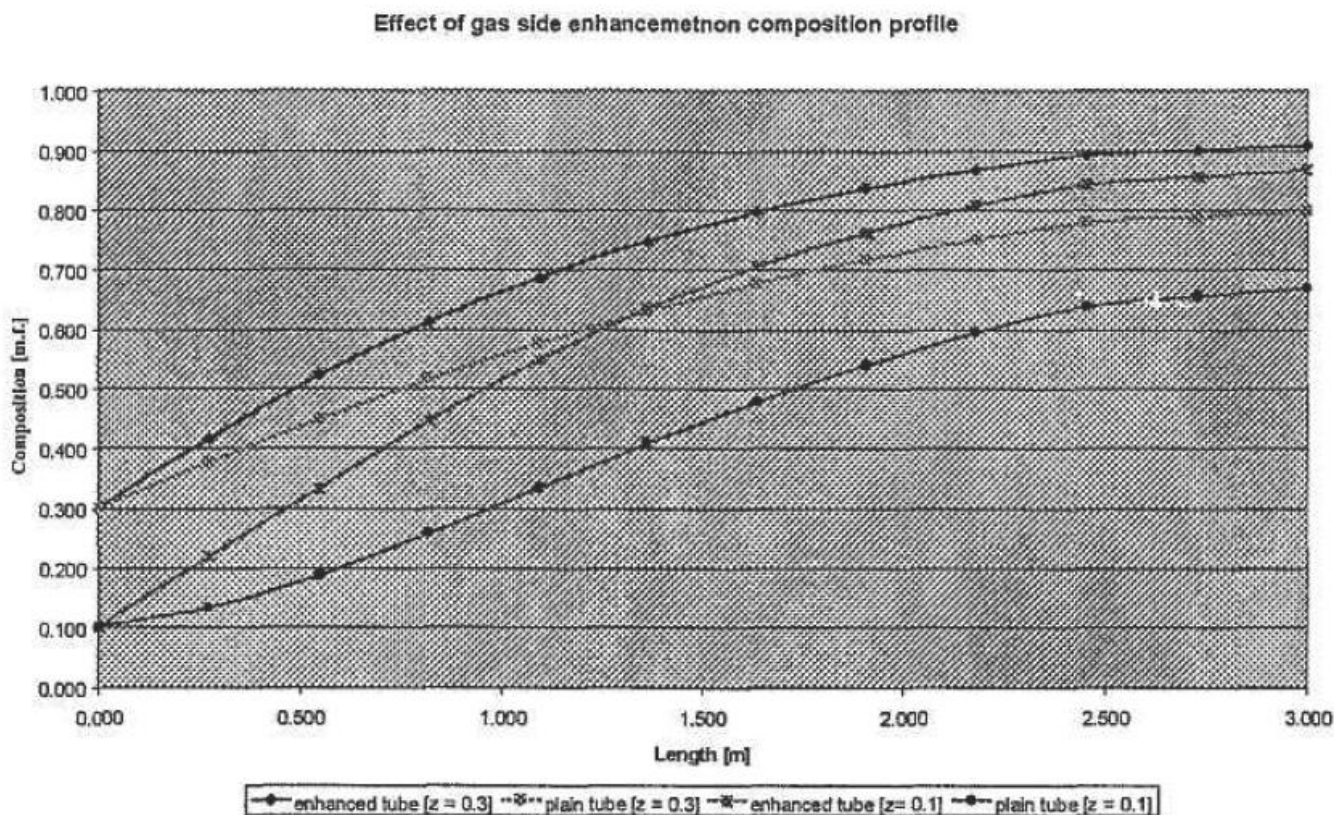


図6 50%還流での平滑管と増強管のメタノール組成のプロファイル

図6は、図4のメタノール水システムへの2つのその計算の結果を示している。計算は、ガス側熱伝達係数の増加のために増加した分離を、明確に示している。移動速度の増加は、入口組成が、低濃度で最も幅広を示す、蒸気–液平衡曲線 $\{(y, x)\}$ の形のために増加するのと同様に、少ない効果しか持たない。

6 ベントと還流凝縮器の設計のためのまとめ

6.1 設計法の選択

この研究では、還流冷却器の設計には‘膜’法の使用が非常に重要で、その使用によって‘平衡’法に比較して下記の優位性を持っていることを示した。

- より信頼出来るガス側熱伝達係数
- 冷却曲線定義における不確実性の排除
- 多成分混合物への拡張可能性
- 増強は、現行単相での相関の使用で評価することが出来る。

‘平衡’に基づく方法は、何故なら記述されていない物質移動速度プロセスに起因する対流の影響のために、設計目的には推奨できない。

6. 2 ベント凝縮器

単相蒸気と非凝縮ガスのベント凝縮器のために、何故なら冷却曲線が特異なので、幾つかの凝縮器の幾何学形状が実現可能である。他の役割のため、最良の装置は図 2a に示されるように分離効果を避けるであろう。それは、出口蒸気を、全ての凝縮液が最も低い温度での平衡をもたらし、そして同様に最大の蒸気排除を提供するのである。最良の幾何学形状はそれ故、並流、堅型、管側凝縮で凝縮液が良く混合され、そして冷却剤は向流である。

6. 3 還流凝縮器

2つ以上の蒸気と良く混合された凝縮液の還流凝縮器の中では、顕著な特別の分離が、対流の効果のために、理論的にも達成することが出来る。しかしながら現状では、このプロセスの予見のための満足するような利用可能な方法は無い。‘平衡’に基づく方法は、不満足であることを示し、‘膜’法は、凝縮液の混合効果を示すための適した関係式の欠如に苦しんでいる。凝縮液は‘不混合’と考えるべきとの ESDU の勧告は、設計には多分安全であるが、対流の影響を無視している。液混合の速度との相関を与えるようなデータの提供と、そして液混合の速度を改善する増強素子の便益を特徴づけるための、更なる研究が必要である。

6. 4 熱交換器の増強

設計に重要な因子の明白な理解は、熱伝達増強素子の推測される潜在的便益を認めることである。

1. フラディングが蒸気速度を制限している場合には、ガス膜の熱伝達増強の効果のみが、伝熱面積の追加無しに、分離を増加することが出来る。
2. 液膜の混合は、管の不混合の長さを減少し、物質移動を増強する。液混合を促進する素子は、対流の効果を高めるであろう。
3. 今のところ得られるデータでは、50%の増強がガス側熱の伝達係数で可能である。

7. 文献

1. Abdelmessih A.N., Rabas T.J. and Panchal C.B., "Reflux Condensation of Pure Vapours with and without a Noncondensable Gas Inside Plain and Enhanced Tubes", AIChE Symp Ser, Baltimore, pp227-232, (1997).
2. Bakke K., "Experimental and Theoretical Study of Reflux Condensation", Doctoral Dissertation, Norwegian University of Science and Technology, (1997).
3. Bell K.J. and Ghaly M.A., "An Approximate Generalised Design Method for Multicomponent Partial Condensers", AIChE Symp Series, Vol 69, No 131, pp72-79, (1973).
4. Briggs A. and Polley G.T., "Augmentation of Condensation Heat Transfer in Vertical Tubes using Wire Inserts", Paper No 13, pp 567 - 572, /* UK National Heat Transfer Con./., Manchester, (1995).
5. Colburn A.P., and Hougen O.A., "Design of Cooler Condensers for Mixtures of Vapours with Non-Condensing Gases", IndEng Chem., Vol 26, pp 1178 - 1182, (1934)
6. Colburn A.P. and Drew T.B., "The Condensation of Mixed Vapours", Trans AIChE, Vol 33, pp 197-215, (1937).
7. Di Cave S., Mazzarotta B., and Sebastini E., "Mathematical Model for the Process Design and Simulation of Dephlegmators (Partial condensers) for Binary Mixtures", The Canadian Journal of Chem. Eng., Vol 65, No 11, pp 559-564, (1987).
8. ESDU, Engineering Sciences Data Unit, "Reflux Condensation in Vertical Tubes", ESDU International pic, Item no 89038, London, (1989).
9. Fahrner M., "Development and Experimental Validation of Condenser Design Methods", Diplomarbeit

UMIST, (1994).

10. Isalski H., "Separation of Gases ", Clarendon Press, Oxford, (1989).
11. Kent E. R. and Pigford R.L., "Fractionation during Condensation of Vapour Mixtures. ", AIChEJ, Vol 2, pp 363-371, (1956).
12. Kirschbaum R., Dechema Monographie, Vol 12, p 2, Verlag Chemie, Weinheim, (1930).
13. Knauss H., Diplomarbeit, Fachhochschule Furtwangen/UMIST, (1997).
14. Krishna R. and Standart G. L., "A Multicomponent Film Model incorporating a General Matrix Solution to the Maxwell Stefan Equations", AIChEJ, Vol 22, No 3, p383, (1976).
15. Krupiczka R., Rotkegel A., Oswatitsch K. and Hantssch W. "Selectivity during Condensation of Binary Mixtures in a Nozzle with Countercurrent Flow of Vapour and Liquid", Chemical Engineering Science, No. 7, pp 1685-1692, (1990).
16. Lehr G., Ph D Thesis, "Waerme und Stoffuebergang bei der Kondensation von Dampfen aus einem Gemisch mit einem Inertgas", Technische Universitaet, Hannover, (1972).
17. McNaught J.M., "An Assessment of Design Methods For Condensation of Vapours from a Non-Condensing Gas", ICHMT Seminar on Advances in Heat Exchangers, Dubrovnik, (1981).
18. Polley G.T., Nasr J. and Terranova A, "Determination and Application of the Benefits of Heat Transfer Enhancement", Trans Inst Chem Engrs, Vol 72A, p 616, (1994).
19. Rohm H.J., "The Simulation of Steady State Behaviour of the Dephlegmation of Multicomponent Vapours", International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol23, pp 141-146, (1980)
20. Rose J. W. and Briggs A., "Augmentation of Heat transfer during In-tube Condensation of CFC113 -Air using Wire mesh Inserts", Eurotherm Seminar No 62, November (1998).
21. Silver L., "Gas Cooling with Aqueous Condensation", Trans. Inst. Chem Eng., Vol 25, pp 30-42, 10 (1947).
22. Takuma M., Yamanda A., Matsuo T. and Tokita Y., "Condensation Heat Transfer Characteristics of Ammonia-Water Vapour mixture on a Vertical Flat Surface", Paper 6-CD_22, 70* IntlHeat Transfer Con/., Brighton, (1994).
23. Taylor R. and Krishna, K., "Multicomponent Mass Transfer", John Wiley & Sons Inc., (1993).
24. Webb D.R., Heat Exchanger Design Update, Ch 2.6, Begell House Publishers, New York, (1995).
25. Webb D.R., Fahrner M. and Schwaab R., " The Relationship between the Colburn and Silver Methods of Condenser Design. ", IntJHeatMass Transfer, Vol 39, No 15, pp 3147 - 3156, (1996)
26. Webb D.R., Stevenson R and Ax K., "Assessment of Condensation Curves in the Design of Binary Vapour Condensers", 5th UK National Heat Transfer Conference, Imperial College, London, (1997).